



SKRIPSI - ME141501

**ANALISA RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* LNG VESSEL DENGAN
PEMBANGKIT LISTRIK TERAPUNG**

Riri Yoanda
NRP 04211645000007

Dosen Pembimbing
A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D
Dr. I Made Ariana S.T., MT

**DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**



SKRIPSI - ME 141501

**ANALISA RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* LNG VESSEL DENGAN
PEMBANGKIT LISTRIK TERAPUNG**

Riri Yoanda
NRP 04211645000007

Dosen Pembimbing
A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D
Dr. I Made Ariana S.T., MT

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
2018

“Halaman ini sengaja dikosongkan”



SKRIPSI - ME 141501

**SHIP-TO-SHIP TRANSFER RISK ASSESSMENT AT LNG VESSEL WITH
FLOATING POWER PLANT**

Riri Yoanda
NRP 04211645000007

Supervisors
A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D
Dr. I Made Ariana S.T., MT

DEPARTMENT OF MARINE ENGINEERING
Faculty of Marine Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISA RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* LNG VESSEL DENGAN PEMBANGKIT LISTRIK TERAPUNG

TUGAS AKHIR

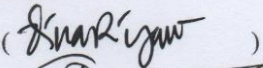
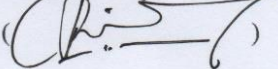
Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi *Reliability, Availability, Management
and Safety* (RAMS)
Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :
Riri Yoanda
NRP. 04211645000007

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :

A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D

Dr. I Made Ariana S.T., MT

()
()

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISA RISIKO *SHIP-TO-SHIP* TRANSFER LNG VESSEL DENGAN PEMBANGKIT LISTRIK TERAPUNG

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

Bidang Studi *Reliability, Availability, Management
and Safety* (RAMS)

Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Riri Yoanda

NRP. 04211645000007

Disetujui oleh Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan :



Dr. Eng. M. Badrus Zaman., ST., MT
NIP. 197708022008011007

“Halaman ini sengaja dikosongkan

ABSTRAK

Nama Mahasiswa : Riri Yoanda
NRP : 04211645000007
Jurusan : Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Dosen Pembimbing : A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D
Dr. I Made Ariana S.T., MT

Semakin meningkatnya kebutuhan tenaga listrik di seluruh daerah, pemerintah melalui PLN berupaya meningkatkan kapasitas tenaga listrik dengan mengadakan pembangkit tenaga listrik yang baru. Salah satu alternatif existing tersebut adalah dengan memilih pembangkit tenaga listrik terapung. Hal ini dianggap dapat menjadi solusi pilihan untuk daerah tersebut mengingat proses manufaktur dapat dipercepat ketika dibangun di daerah yang berkembang dengan baik. Selain itu, dapat menjadi solusi untuk menjembatani kesenjangan untuk permintaan listrik lokal sampai waktu tertentu sehingga daerah setempat dapat memasok permintaan daya mereka sendiri. Untuk memenuhi kebutuhan bakar Pembangkit tenaga listrik terapung tersebut dilakukan proses *Ship-to-Ship transfer* sistem. Proses ini merupakan kegiatan pemindahan muatan cair maupun gas dari satu kapal ke kapal lainnya. Pada tugas akhir ini suplai LNG berasal dari LNG *Bunker Vessel*. Berlangsungnya proses STS tersebut tentunya dapat menimbulkan risiko yang dapat merugikan kondisi lingkungan sekitar maupun *crew* dari masing-masing kapal. Maka dari itu perlu dilakukan kajian risiko guna mengetahui bahaya atau risiko yang dapat terjadi dan nilai frekuensi dari risiko tersebut. Identifikasi bahaya dilakukan dengan menggunakan metode HAZOP yang mengacu pada P&ID yang ada. Setelah mengidentifikasi bahaya, perhitungan frekuensi dilakukan menggunakan FTA dan ETA. Analisa konsekuensi dilakukan dengan *fire modelling* menggunakan *software* untuk mengetahui korban dan wilayah yang terdampak. Selanjutnya nilai dari frekuensi dan konsekuensi direpresentasikan pada *F-N curve*. Apabila tingkat risiko tersebut berada pada kondisi unacceptable maka perlu dilakukan mitigasi. Proses mitigasi dilakukan dengan menggunakan metode LOPA. Kajian risiko pada proses *ship-to-ship transfer* hingga suplai gas menuju *engine* ini terdapat 4 jenis bahaya yang dapat terjadi yaitu *Jet fire*, *Flash fire*, *Gas dispersion* dan *explosion* dengan skenario kebocoran small bore (3-10 mm), medium bore (10-50mm) dan full bore (50-150 mm). Konsekuensi terjadinya bahaya yang paling besar yaitu *Gas dispersion* dengan nilai 4×10^{-3} per tahun. Pada proses *ship-to-ship transfer* dan suplai gas menuju *engine*, mitigasi perlu dilakukan pada dua potensi bahaya seperti *jet fire* dengan skenario medium bore serta gas dispersion di seluruh skenario kebocoran. Mitigasi dilakukan dengan penambahan IPL seperti *gas detector*, *fire alarm*, *ESD*, *Temperature alarm*, *CO2 system* dan lainnya disesuaikan dengan lokasi atau sistem yang ada. Hal ini bertujuan untuk menurunkan tingkat risiko minimal berada posisi ALARP.

Kata kunci ; *Ship-to-ship transfer*, *floating power plant*, *LOPA*, *IPL*, *LNG bunker vessel*

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

ABSTRACT

Name : Riri Yoanda
NRP : 04211645000007
Department : Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Supervisors : A.A.B. Dinariyana D. P. S.T., MES., Ph.D
Dr. I Made Ariana S.T., MT

The increasing demand for electricity throughout the region, the government through PLN seeks to increase the capacity of electricity by holding a new power plant. One such alternative is to choose a floating power plant. This is considered to be the preferred solution for the area as manufacturing processes can be accelerated when built in well-developed areas. In addition, it can be a solution to bridge the gap for local electricity demand until a certain time so that the local area can supply their own power demand. To meet the fuel needs of the floating power plant is done Ship-to-Ship transfer system. This process is an activity of moving liquid or gas loads from one ship to another. In this final project, LNG supply comes from LNG Bunker vessel. The ongoing process of STS can certainly pose a risk that can harm the environmental conditions and crews of each ship. Therefore it is necessary to conduct a risk assessment to determine the hazard or risk that can occur and the frequency value of the risk. Hazard identification is carried out using the HAZOP method which refers to the existing P & ID. After identifying hazards, frequency calculations are performed using FTA and ETA. Consequence analysis is carried out by fire modeling using software to find out the victims and the affected area. Then the value of the frequency and consequence are represented on the F-N curve. If the risk level is in an unacceptable condition then mitigation needs to be done. The mitigation process is done by using LOPA method. Risk assessment on the ship-to-ship transfer process until the supply of gas to this engine there are 4 types of hazards that can occur, namely Jet fire, Flash fire, gas dispersion and explosion with a small bore (3-10 mm), medium bore leakage scenario (10 -50mm) and full bore (50-150 mm). The biggest consequence of danger is Gas dispersion with a value of 4×10^{-3} per year. In the ship-to-ship transfer process and gas supply to the engine, mitigation needs to be done on two potential hazards such as jet fire with medium bore and dispersion gas scenarios in all leakage scenarios. Mitigation is done by adding IPL such as gas detector, fire alarm, ESD, Temperature alarm, CO2 system and others adapted to the existing location or system. This aims to reduce the level of risk at least in the position of the ALARP.

Keyword; Ship-to-Ship transfer, Floating power plant, LOPA, IPL, LNG Bunker Vessel

“ Halaman ini sengaja dikosongkan ”

KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirobbil'alamin. Terima kasih kepada Allah SWT yang telah memberi Saya kekuatan dan kelancaran sehingga laporan Tugas Akhir yang berjudul “ANALISA RISIKO SHIP-TO-SHIP TRANSFER LNG VESSEL DENGAN PEMBANGKIT LISTRIK TERAPUNG” dapat diselesaikan secara maksimal. Dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini penulis mengucapkan terimakasih kepada pihak yang telah membantu baik secara dukungan ataupun masukan mengenai Tugas Akhir ini. Terimakasih penulis ucapkan kepada :

1. Allah SWT yang selalu memberikan kemudahan, kelancaran dibalik semua proses perkuliahan di siskal dan dalam pengerjaan tugas akhir.
2. Mama, Papa, Rara dan Bio yang tidak pernah berhenti memberi support, kasih sayang dan doanya kepada penulis.
3. Bapak Ir. Sardono Sarwito, M.Sc selaku dosen wali penulis selama masa perkuliahan di Teknik Sistem Perkapalan, terimakasih atas kesabarannya selama ini.
4. Bapak A.A.Bagus Dinariyana Dwi P., ST., MES., Ph.D selaku dosen pembimbing pertama dari penulis dan sebagai kepala lab rams.
5. Bapak Dr. I. Made Ariana, ST., MT. selaku dosen pembimbing kedua dari penulis. Terimakasih atas bimbingan, masukan dan kesabarannya selama penulis menyusun laporan tugas akhir ini.
6. Bapak Prof. Dr. Ketut Budha Artana selaku dosen pendamping di lab rams dan penguji terimakasih atas nasihat, dan saran saran yang diberikan.
7. Bapak Dr.Dhimas Widhi Handani., ST., M.Sc selaku dosen penguji dan dosen di lab rams. Terimakasih atas bimbingan serta saran yang diberikan.
8. Yandihar Hidayat yang telah memberikan support, yang selalu ada kapanpun dimanapun bantuan dan mau direpotin penulis selama masa perkuliahan dan proses penulisan laporan Tugas Akhir.
9. Mba Putri, Mba ucik, Mba emmy, Mas Thariq Arafatul, Muhammad Azka Avesina, Fatiya Indriana S, Dessy Rahmawati, Krisna Dwipayana, Muhammad Satrio Nurrahman, Wisnu, Azizah Nasution, Zatniko Satrio Mayongkoro, Alif, kemas, dika dan teman-teman member lab RAMS yang tidak dapat disebutkan satu persatu . Terimakasih selalu menyemangati dan berbagi canda tawa selama menjadi member Lab RAMS
10. Mas Aldio Paruna yang telah bersedia memberikan desainnya untuk objek analisa saya dan mau saya repotin dalam pengerjaan tugas akhir ini.
11. Teman-teman Lintas Jalur angkatan 2016 atas kebersamaannya melewati 2 tahun perkuliahan yang penuh roller coaster di Teknik Sistem Perkapalan dan selalu mau direpotin.
12. Nyimas Safira Amalia dan Zana Chobita Aratusa sebagai penyemangat dan tempat berkeluh kesah selama perkuliahan dan mengerjakan laporan Tugas Akhir.
13. Risya, Sasa, Deska yang selalu mensupport saya selama masa perkuliahan yang penuh drama dan yang selalu mengerti penulis sejak 11 tahun lalu.

14. Deasy saraswati, Ingdiranta zefanya, mba nur yang selalu mensupport dan menyemangati dan menjadi human diary penulis selama proses perkuliahan dan pengerjaan tugas akhir ini.
15. Angelica tamara dan Elizabeth pakpahan teman sedari SMA yang selalu menyemangati penulis.
16. Adik adik gemes rumpita hilmy, kisserah, widhi, ferdhy, hugo, dimas, nasa yang mewarnai hari hari stress ku selama kuliah dan mengerjakan tugas akhir ini.
17. Giovani, junior sedari PPNS yang tidak pernah capek mendengar cerita drama perkuliahan penulis dan selalu memberi semangat untuk menyelesaikan.
18. Abang Go-JEK yang selalu siap mengantar dan menjemput untuk asistensi dan proses mengerjakan laporan Tugas Akhir di kampus.
19. Ritma Lustharna, Rizki Ramadhan Hasibuan dan Kiki angga teman sejawat PPNS yang selalu mensupport saya meskipun kita sudah jarang main bersama.
20. Dan seluruh umat manusia yang tidak bisa disebutkan satu persatu, terimakasih atas seluruh dukungan dan doa yang tidak pernah berhenti.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR PENGESAHAN.....	Error! Bookmark not defined.
ABSTRAK	ix
ABSTRACT	xi
KATA PENGANTAR.....	xiii
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL	xxiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	3
1.3 Batasan Masalah.....	3
1.4 Tujuan Penelitian.....	3
1.5 Manfaat.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 LNG (Liquefied Natural Gas)	5
2.2 Sistem <i>Bunkering</i>	5
2.2.1 <i>Truck to ship</i>	5
2.2.2 <i>Onshore to Ship</i>	6
2.2.3 <i>Ship-to-ship Transfer</i>	6
2.3 Prosedur Ship-to-ship Bunkering LNG	7
2.4 Faktor Eksternal	9
2.4.1 Keadaan Laut.....	9
2.5 <i>Risk Assessment</i>	9
2.5.1 Identifikasi Bahaya.....	9
2.5.2 HAZOP.....	10
2.6 Analisa Frekuensi	11
2.6.1 <i>Fault Tree Analysis (FTA)</i>	11
2.6.2 <i>Event Tree Analysis (ETA)</i>	12
2.7 Analisa Konsekuensi	13

2.7.1 <i>Fire Modelling</i>	13
2.8 <i>Jet Fire</i>	13
2.9 <i>Flash Fire</i>	14
2.10 BLEEVE.....	14
2.11 <i>Gas Dispersion</i>	15
2.12 <i>F-N Curve</i>	15
2.12 Layer Of Protection Analysis (LOPA)	16
2.13 Data Spesifikasi LNG Floating Power Plant	17
2.14 Data Spesifikasi LNG Bunker Vessel	19
BAB III METODE PENELITIAN	21
3.1 Alur Penelitian.....	21
3.2 Perumusan masalah	22
3.3 Studi Literatur.....	22
3.4 Pengumpulan data	22
3.5 HAZOP Identification	22
3.6 Analisa Frekuensi	22
3.7 Analisa Konsekuensi	23
3.8 Representasi risiko.....	23
3.9 Analisa mitigasi	23
BAB IV.....	25
ANALISA DAN PEMBAHASAN	25
4.1 Gambaran Umum	25
4.2 Data	25
4.3.1 Hazard and Operability Study (Hazop)	28
4.3 Identifikasi Bahaya.....	29
4.3.2 Node	29
4.3.3 Deviasi Sistem.....	37
4.3.4 Cause dan Consequences.....	37
4.3.5 Safeguards	37
4.3.6 Comments and Action Required.....	37
4.4 Skenario yang mungkin terjadi pada sebuah sistem	37
4.5 Analisa Frekuensi	38
4.5.1 Fault Tree Analysis.....	42

4.5.1.1 Rekapitulasi hasil dari Fault Tree Analysis.....	44
4.5.2 Event Tree Analysis	44
4.5.2.1 Rekapitulasi hasil dari Event Tree Analysis.....	46
4.6 Analisa Konsekuensi	48
4.6.1 Penentuan Receiver	48
4.6.2 <i>Fire modelling</i>	49
4.6.3 <i>Jet Fire</i>	49
4.6.4 <i>Flash Fire</i>	51
4.6.5 <i>Gas Dispersion</i>	53
4.6.6 <i>Explosion</i>	54
4.7 Representasi Risiko	56
4.7.1 Representasi Risiko <i>Jet Fire</i>	56
4.7.2 Representasi Risiko <i>Flash fire</i>	58
4.7.3 Representasi Risiko <i>Gas Dispersion</i>	60
4.7.4 Representasi Risiko <i>Explosion</i>	62
4.8 Mitigasi.....	63
4.8.1 Mitigasi pada skenario Jet Fire pada medium bore (50 mm)	64
4.8.2 Mitigasi pada skenario <i>jet fire</i> pada <i>full bore</i> (150 mm)	67
4.8.3 Mitigasi pada skenario Gas dispersion pada small bore (10 mm)	72
4.8.4 Mitigasi pada skenario Gas dispersion pada medium bore (50 mm).....	78
4.8.5 Mitigasi pada skenario <i>Gas dispersion</i> pada <i>full bore</i> (150 mm).....	84
4.8.6 Rekapitulasi Mitigasi.....	87
BAB V	89
KESIMPULAN DAN SARAN	89
5.1 Kesimpulan.....	89
5.2 Saran.....	89
DAFTAR PUSTAKA.....	91
LAMPIRAN A	94
(HAZOP)	94
LAMPIRAN B	115
(FAULT TREE ANALYSIS).....	115
LAMPIRAN C	129

(EVENT TREE ANALYSIS).....	129
LAMPIRAN D	139
(ANALISA KONSEKUENSI)	139
LAMPIRAN E.....	159
(F-N Curve)	159
LAMPIRAN F	171
(MITIGASI)	171
LAMPIRAN G	179
(F-N Curve Mitigasi)	179
BIODATA PENULIS.....	185

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 <i>Layouting floating power plant</i>	2
Gambar 1.2 <i>Layouting</i> Jarak tempuh dan estimasi waktu dari sumber LNG.....	2
Gambar 2.1 Bunkering LNG menggunakan metode TTS.....	6
Gambar 2.2 <i>Bunkering</i> dengan metode <i>Ship-to-ship Transfer</i>	7
Gambar 2.3 Contoh Diagram FTA.....	11
Gambar 2.4 FTA Diagram Symbol	12
Gambar 2.5 Contoh diagram ETA	13
Gambar 2.6 Jet Fire (Boot, 2015).....	14
Gambar 2.7 Flash Fire (Boot, 2015).....	14
Gambar 2.8 BLEEVE.....	15
Gambar 2.10 F-N Curve.....	16
Gambar 2.11 Layer Of Protection Analysis (Center for Chemical Process Safety , John Wiley & Sons, 2001).....	16
Gambar 2.12 <i>LOPA Spreadsheet</i> (YUN, 2007).....	17
Gambar 2.12 Konseptual Design LNG Floating Power Plant (I Made Ariana, Hari Prastowo, Aldio Paruna, 2017).....	18
Gambar 2.13 Wartsila LNG Bunker Vessel.....	19
Gambar 3.1 Alur Penelitian.....	21
Gambar 4.1 Layout <i>Ship-to-ship Transfer</i> Sistem antara LNG <i>Bunker Vessel</i> dengan Pembangkit Tenaga Listrik Terapung dengan <i>flexible hose connected</i>	25
Gambar 4.2 P&ID Ship-to-ship transfer LNG sistem	27
Gambar 4.4 Pembagian Node 1,2 dan 3 pada sistem STS	31
Gambar 4.4 Pembagian Node 4,5 dan 6 pada sistem STS	32
Gambar 4.5 Pembagian Node 8,7 dan 9 pada P&ID Engine Suplai Sistem.....	33
Gambar 4.6 Hazop worksheet Node 1.....	34
Gambar 4.9 Skenario Kejadian	38
Gambar 4.10 <i>Fault Tree Analysis</i> pada Node 2 (hole 3-10 mm) dengan menggunakan Relx 2009.....	42

Gambar 4.10 Fault Tree Analysis pada Node 2 (hole 10-50 mm) dengan menggunakan Relex.....	43
2009	43
Gambar 4.11 <i>Fault Tree Analysis</i> pada Node 2 (hole 50-150 mm) dengan menggunakan Relex 2009.....	43
Tabel 4. 14 Ignition Probability (Oil and Gas Procedures,2013) (lanjutan)	46
Gambar 4.12 Schematic Perhitungan frekuensi menggunakan metode Event Tree Analysis	46
Sumber : (Esteban J.Bernechea,Josep Arnaldos, 2014)	46
Gambar 4.13 Event Tree Analysis Node 1 Small bore.....	47
Gambar 4.14 Analisa konsekuensi <i>Jet Fire</i> pada skenario <i>Leak bore</i> 150 mm pada siang hari.....	50
Gambar 4.15 Analisa konsekuensi <i>Flash fire</i> dengan skenario kebocoran 50 mm pada area STS.....	51
Gambar 4.16 Analisa konsekuensi <i>gas dispersion</i> di area STS dengan skenario kebocoran 50 mm	53
Gambar 4.17 Analisa konsekuensi <i>explosion</i> dengan skenario lubang kebocoran 150 mm.....	55
Gambar 4.18 F-N Curve jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm.....	57
Gambar 4.20 F-N Curve gas dispersion dengan skenario kebocoran 150 mm.....	61
Gambar 4.21 F-N Curve explosion dengan skenario kebocoran 150 mm.....	63
Gambar 4.22 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 8.....	65
Gambar 4.23 F-N Curve jet fire dengan skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi...	66
Gambar 4.25 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 8.....	69
Gambar 4.25 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 9.....	70
Gambar 4.25 F-N Curve <i>jet fire</i> dengan skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi.	72
Gambar 4.27 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 7.....	74

Gambar 4.28 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 8.....	75
Gambar 4.29 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 9.....	76
Gambar 4.30 F-N Curve <i>gas dispersion</i> dengan skenario kebocoran 10 mm setelah mitigasi	78
Gambar 4.31 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 3&6	79
Gambar 4.32 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 7.....	80
Gambar 4.33 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 8.....	81
Gambar 4.34 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 9.....	82
Gambar 4.35 F-N Curve <i>gas dispersion</i> dengan skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi	84
Gambar 4.36 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 9.....	85
Gambar 4.37 <i>F-N Curve gas dispersion</i> dengan skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi	86

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Komposisi LNG	5
Tabel 2. 2 Prosedur Bunkering LNG.....	7
Tabel 2. 3 Prosedur Bunkering LNG (Lanjutan tabel sebelumnya)	8
Tabel 2. 4 Kriteria operasi kapal untuk STS LNG (Pangestu, 2017)	9
Tabel 2. 5 Principal Dimension Floating Power Plant	17
Tabel 4. 1 Compatibility matrix skenario kejadian pada proses STS dan suplai gas ke engine	37
Tabel 4. 2 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 1 per tahun	39
Tabel 4. 3 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 2 per tahun	39
Tabel 4. 4 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 3 per tahun	39
Tabel 4. 5 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 4 per tahun	40
Tabel 4. 6 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 5 per tahun	40
Tabel 4. 7 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 6 per tahun	40
Tabel 4. 8 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 7 per tahun	41
Tabel 4. 9 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 8 per tahun	41
Tabel 4. 10 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 9 per tahun	41
Tabel 4. 11 Rekapitulasi hasil Fault Tree Analysis	44
Tabel 4. 12 Rekapitulasi hasil massa gas release pada setiap diameter bore	45
Tabel 4. 13 Ignitition Probability (<i>Oil and Gas Procedurs,2013</i>).....	45
Tabel 4. 14 Ignitition Probability (<i>Oil and Gas Procedurs,2013</i>) (lanjutan)	46
Tabel 4. 15 Rekapitulasi hasil Event Tree Analysis	47
Tabel 4. 16 Receiver dan Worker.....	48
Tabel 4. 17 Radiant Heat.....	49
Tabel 4. 18 Hasil analisa konsekuensi Jet Fire.....	50
Tabel 4. 19 Hasil analisa konsekuensi Flash fire	52
Tabel 4. 20 Kadar ppm dalam methane dan efek terhadap manusia	53
Tabel 4. 21 Hasil analisa konsekuensi gas dispersion dengan skenario	54
Tabel 4. 22 Hasil analisa konsekuensi explosion dengan skenario	55
Tabel 4. 23 Rekapitulasi representasi risiko jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm	56

Tabel 4. 24 Rekapitulasi jet fire untuk semua skenario kebocoran dan node.....	58
Tabel 4. 25 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm	58
Tabel 4. 26 Rekapitulasi Flash fire untuk semua skenario kebocoran dan node	59
Tabel 4. 27 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm	60
Tabel 4. 28 Rekapitulasi Flash fire untuk semua skenario kebocoran dan node	61
Tabel 4. 29 Rekapitulasi explosion untuk skenario kebocoran 150 mm	62
Tabel 4. 30 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm	64
Tabel 4. 31 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi	66
Tabel 4. 32 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm	67
Tabel 4. 33 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi ...	71
Tabel 4. 34 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 10 mm	72
Tabel 4. 35 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 10 mm setelah mitigasi	77
Tabel 4. 36 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 50 mm	78
Tabel 4. 37 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi	83
Tabel 4. 38 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm	84
Tabel 4. 39 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi	86
Tabel 4. 40 Rekomendasi penambahan Safety devices pada setiap corresponding node	87

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Semakin meningkatnya kebutuhan tenaga listrik di seluruh daerah, pemerintah melalui PLN berupaya meningkatkan kapasitas tenaga listrik dengan mengadakan pembangkit tenaga listrik yang baru. Terutama di daerah-daerah terpencil yang sulit akan akses untuk pemenuhan kebutuhan listrik contohnya di wilayah Indonesia Timur. Selain itu pertumbuhan ekonomi pada beberapa daerah berkembang seperti Sulawesi Selatan membuat kebutuhan listrik naik. Pada umumnya jenis pembangkit tenaga listrik yang berada wilayah Indonesia seperti PLTA, PLTU, PLTG, atau PLTD.

Berdasarkan Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL), pemilihan daerah yang membutuhkan suplai kebutuhan listrik tambahan salah satunya yaitu Punagaya, Sulawesi Selatan. Provinsi Sulawesi Selatan memiliki jenis-jenis pembangkit tenaga listrik berupa PLTU, PLTA, PLTD, PLTG bahkan di sekitar wilayah Punagaya sendiri telah terdapat pembangkit jenis PLTU. Namun dengan meningkatnya rasio kebutuhan listrik rumah tangga pada daerah ini, salah satu cara untuk memenuhi kebutuhan listrik tersebut adalah dengan penambahan daya. Salah satu alternatif *existing* tersebut adalah dengan memilih pembangkit tenaga listrik terapung. Hal ini dianggap dapat menjadi solusi pilihan untuk daerah-daerah tersebut untuk menggantikan pembangkit listrik darat dengan pembangkit listrik bergerak mengingat proses manufaktur dapat dipercepat ketika dibangun di daerah yang berkembang karena proses manufaktur di darat membutuhkan waktu yang lama, lokasi yang sesuai. Selain itu, pembangkit tenaga listrik terapung juga dapat menjadi solusi untuk menjembatani kesenjangan untuk permintaan listrik lokal sampai waktu tertentu sehingga daerah setempat dapat memasok permintaan daya mereka sendiri.

Sebuah pembangkit tenaga listrik terapung untuk menghasilkan sumber tenaga listrik dibantu oleh mesin diesel. Untuk menggerakkan mesin diesel tersebut bahan bakar yang digunakan untuk pembangkit tenaga listrik terapung adalah LNG. LNG merupakan sebuah gas alam yang berbentuk cair dengan suhu -162°C . Penggunaan LNG sebagai bahan bakar tentunya harus melalui proses regasifikasi untuk mengubah fase cair menjadi gas kemudian dialiri menuju engine.

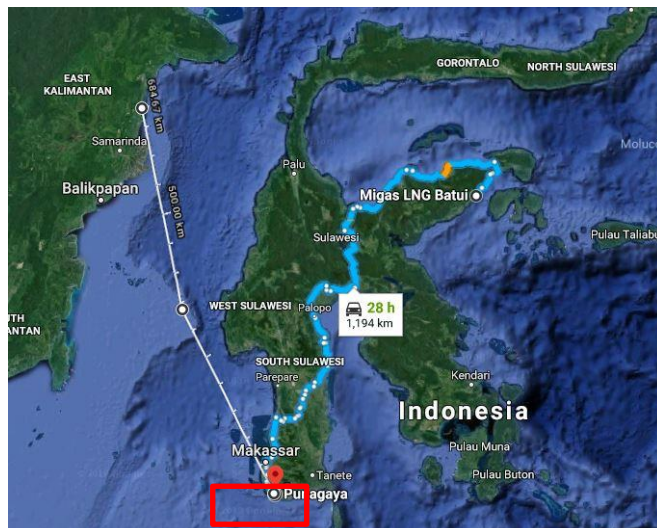
LNG salah satu bahan bakar yang menghasilkan gas buang ramah lingkungan dan lebih ekonomis dari segi harga operasional bahan bakar dibandingkan dengan penggunaan bahan bakar diesel lainnya. Selain itu keuntungan menggunakan LNG adalah kandungan SO_x dan NO_x dalam emisi gas buang lebih kecil dibandingkan dengan kapal berbahan bakar seperti Marine Diesel Oil. Namun kekurangannya adalah jika terjadi kebocoran pada sebuah pipa ataupun tangki LNG mengakibatkan kesulitan pendeteksian karena LNG merupakan gas alam yang tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berasa.

Untuk memenuhi kebutuhan suplai bahan bakar pembangkit tenaga listrik tersebut terdapat beberapa metode *bunkering* seperti *Ship-to-Ship*, *Truck-to-Ship*, dan *Onshore-to-Ship*. Pada Gambar 1.1 menunjukkan *layouting* dari pembangkit tenaga listrik terapung.



Gambar 1.1 *Layouting floating power plant*

Gambar 1.1 merupakan rencana letak dari floating power plant tersebut. Untuk skema bunkering yang pertama yaitu *truck-to-ship*. *Truck-to-ship* merupakan metode pemindahan muatan dari darat ke kapal dengan menggunakan truk. Biasanya truk berada pada fasilitas jetty yang disediakan untuk penunjang *loading and unloading* serta *berthing and unberthing*. Dilihat dari segi kebutuhan LNG untuk pembangkit tenaga listrik terapung jika disuplai dengan truk adalah metode yang tidak disarankan dengan kapasitas kebutuhan yang besar. Jika dilihat dari segi jarak tempuh dan estimasi waktu dari LNG source yang berada di Donggi-Senario, Sulawesi Utara hal ini juga tidak efisien karena jarak yang harus ditempuh 1194 km dengan waktu 28 jam. Seperti yang akan di deskripsikan pada Gambar 1.2 dibawah ini.



Gambar 1.2 *Layouting Jarak tempuh dan estimasi waktu dari sumber LNG*

Untuk metode *onshore-to-ship* dengan menggunakan pipa bawah laut tidak memungkinkan. Hal ini dikarenakan tidak adanya tangki LNG terdekat di darat pada lokasi floating power plant tersebut. Gambar 1.2 opsi *ship-to-ship transfer* juga ditinjau dari kapasitas dan lokasi *bunkering* dianggap lebih fleksible dan efisien dengan kapasitas yang cukup besar. Sehingga apabila menggunakan opsi kapal ke kapal sumber LNG dapat diambil dari Bontang, Kalimantan. Dengan jarak dan waktu yang lebih efisien dibanding menggunakan truk.

Proses STS ini akan menggunakan kapal LNG *vessel* sebagai *feeder* untuk pembangkit tenaga listrik terapung tersebut. Proses STS dapat menimbulkan potensi terjadinya risiko baik dalam segi material maupun non material pada saat proses *ship-to-ship transfer system*. Untuk itu diperlukan kajian risiko untuk memastikan bahwa risiko tersebut *acceptable* atau tidak serta untuk mengetahui potensi bahaya yang dapat terjadi pada saat STS. Contoh bahaya yang dapat terjadi pada saat STS terjadinya *Jet Fire, Flash Fire, Gas Dispersion* dan BLEEVE, *explosion* yang akan berdampak pada abk dari kedua kapal atau pun lingkungan sekitar. Setelah dilakukan kajian risiko diharapkan dapat memberikan rekomendasi jika risiko tersebut *unacceptable*.

1.2 Perumusan Masalah

Rumusan masalah yang akan dibahas dalam penyelesaian tugas akhir ini adalah :

1. Bagaimana desain P&ID STS LNG transfer pada LNG vessel dengan pembangkit tenaga listrik terapung ?
2. Bagaimana hasil identifikasi hazard pada saat proses STS menggunakan metode HAZOP berdasarkan standart BS IEC 61882 ?
3. Bagaimana hasil analisa frekuensi bahaya yang terjadi pada saat STS?
4. Bagaimana hasil analisa konsekuensi bahaya pada saat STS dengan menggunakan software fire modelling yaitu DNV-PHAST SAFETI ?
5. Bagaimana representasi risiko bahaya dan perlu tidaknya dilakukan mitigasi berdasarkan LOPA ?

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dibuat agar lingkup penelitian ini lebih fokus yaitu :

1. Hanya mengidentifikasi bahaya pada saat STS antara LNG Vessel dengan Pembangkit Tenaga Listrik Terapung hingga proses gas *suplai* menuju *engine* (pembangkit).
2. Penilaian Risiko hanya dilakukan pada proses STS hingga *suplai* bahan bakar menuju *engine*.
3. Tidak membahas analisa ekonomi
4. Tidak membahas mooring sistem pada floating power plant dengan LNG bunker vessel

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mengidentifikasi bahaya yang terjadi pada proses STS menggunakan metode HAZOP dengan standar BS IEC 61882.
2. Menganalisa frekuensi dari hasil identifikasi bahaya pada proses STS dengan menggunakan metode FTA dan ETA.

3. Menganalisa konsekuensi pada proses STS dengan melakukan pemodelan kebakaran (*Fire modelling*).
4. Melakukan representasi risiko menggunakan F-N Curve dengan standar *Hongkong Government Risk Guidelines* (HKRG).
5. Mengusulkan mitigasi untuk dilakukan apabila risiko tidak dapat diterima.

1.5 Manfaat

Manfaat dari penelitian ini adalah mengidentifikasi dan menganalisa tingkat risiko dan kejadian bahaya yang dapat terjadi di fasilitas Ship-to-ship LNG Transfer.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 LNG (*Liquified Natural Gas*)

LNG adalah gas alam yang didinginkan pada suhu -162°C sehingga fase gas berubah menjadi fase cair dan memiliki pengurangan volume 1/600 kali volume asalnya (I Made Ariana, A.A Masroeri, AAB Dinariyana DP, 2017). Kandungan kalori yang terdapat pada LNG adalah sekitar 12000 kkal/kg dibandingkan dengan bahan bakar fosil seperti batu bara dan minyak tanah. Kelebihan dari penggunaan LNG sebagai bahan bakar yaitu polusi yang dihasilkan lebih rendah. Disisi lain LNG memiliki kekurangan lebih mahal contohnya pada penyimpanannya menggunakan tangki *cryogenic*. Tabel 2.1 dibawah ini menunjukkan komposisi karbon pada LNG di Gujarat, India.

Tabel 2.1 Komposisi LNG

Komponen	Kandungan
Methane (C1)	Not less than 85 Mol%
Ethane (C2)	Not less than 92 Mol %
Propane (C3)	Not less than 3.00 Mol%
Butanes (C4) and Heavier	Not less than 2.00 Mol %
Pentanes (C5) and Heavier	Not less than 0.25 Mol%
Nitrogen (N₂)	Not less than 1.25 Mol %
Oxygen(O₂)	Not less than 0.5 Mol %

Sumber : Sabarmati Gas Ltd.

LNG tersebut tidak akan terbakar atau meledak; tidak berwarna, tidak berbau, dan hambar. Metana memiliki jangkauan mudah terbakar di udara yaitu antara konsentrasi 5% dan 15% dengan volume sekitar. Pada konsentrasi 5 persen dari gas di udara, uap LNG berada pada batas bawah mereka mudah terbakar (LFL), yang berarti bahwa di bawah ini rasio uap/udara, awan terlalu encer untuk pengapian. Di sisi lain pada konsentrasi 15 persen dari gas di udara, uap LNG berada pada batas atas mereka mudah terbakar (UFL). Di atas ini rasio uap/udara, awan terlalu kaya gas untuk pengapian (Roldan, D.W. de Souza, G.F.M, 2012)

2.2 Sistem *Bunkering*

Sistem *Bunkering* adalah proses pemindahan atau pengisian bahan bakar pada kapal. Terdapat 3 metode bunkering pada umumnya seperti *Truck To Ship*, *Onshore To Ship*, dan *Ship-to-ship*.

2.2.1 *Truck to ship*

Metode *truck to ship* ini merupakan metode jika kapasitas LNG yang dibutuhkan tidak besar dan bersifat jangka pendek. Kekurangan pada metode ini hanya bisa digunakan untuk suplai bunkering dalam kapasitas yang kecil (Pangestu, 2017). Gambar 2.1 merupakan gambaran proses *bunkering* dengan metode *truck to ship* beserta peralatan yang digunakan.



Gambar 2.1 Bunkering LNG menggunakan metode TTS

2.2.2 Onshore to Ship

Metode *onshore to ship* ini digunakan jika permintaan LNG untuk bunkering dengan kapasitas yang besar (Pangestu, 2017). Metode ini memerlukan investasi yang besar dan dalam waktu jangka panjang.

2.2.3 Ship-to-ship Transfer

Berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 82 Tahun 1999 Tentang Angkutan di Perairan, Pasal 44 ayat (1) *Ship-to-ship Transfer* adalah kegiatan pemindahan langsung muatan gas, cair, ataupun padat dari suatu kapal ke kapal lainnya.. kegiatan ini merupakan salah satu kegiatan *loading* dan *unloading* dari satu kapal ke kapal lainnya. Pada proses transfer kapal satu dan kapal lainnya di posisikan berdampingan serta proses ini dilakukan dengan equipment yaitu *manifold*, *loading arm* ataupun *flexible hoses* untuk melakukan proses tersebut.

Kapal untuk operasi transfer kapal bisa dilakukan baik stasioner atau berlangsung tergantung pada faktor-faktor yang berbeda seperti area yang dipilih untuk transfer (dangkal atau air yang dalam, ruang efisien untuk manuver dan lain-lain) atau kondisi cuaca dan kondisi laut. Umumnya, Prosedur transfer STS terdiri dari empat fase yang berbeda (Stavrou & Ventikos, 2014)

1. Persiapan
2. Tahap *mooring*
3. *Transfer cargo*
4. *Unmooring. Ship-to-ship transfer*

Kompleksitas yang tak terbantahkan dari kegiatan maritim karena lingkungan, dalam kombinasi dengan perhatian publik sehubungan dengan kemungkinan kecelakaan laut yang merugikan dan berdampak terhadap lingkungan, menyebabkan studi dan pengembangan metode menjadi cara yang potensial untuk mengurangi kecelakaan laut. Metode tradisional dan canggih telah digunakan untuk mengidentifikasi potensi bahaya atau untuk mengatasi kemungkinan skenario kecelakaan sehingga merupakan langkah pertama untuk melakukan analisis risiko dengan penyebab tujuan untuk mengurangi probabilitas kecelakaan (Stavrou & Ventikos, 2014). Gambar 2.2 menjelaskan *bunkering* dengan metode proses *ship-to-ship transfer*.



Gambar 2.2 Bunkering dengan metode *Ship-to-ship Transfer*

2.3 Prosedur Ship-to-ship Bunkering LNG

Proses *Ship-to-ship bunkering* LNG adalah melakukan pemindahan LNG dari LNG *bunker vessel* atau LNG *bunker shuttle* ke kapal penerima. Berikut adalah equipment yang dibutuhkan untuk proses STS (Pangestu, 2017) :

- a. *Flexible Hose*
- b. *Cryogenic Pump*
- c. *LNG Storage tank*

Pada Tabel 2.2 terdapat penjelasan tentang prosedur bunkering LNG dengan metode *ship-to-ship transfer* sistem.

Tabel 2. 2 Prosedur *Bunkering* LNG (*Swedish Martine Technology Forum*)

Task Description	Procedures
A. Operation before bunkering	<ol style="list-style-type: none"> Both of ship must check the LNG tanks regarding temprature and pressure prior to bunkering and note this on the pre-transfer bunker checklist. Lines, fenders, winches and other mooring equipment is to be visually checked for wear or damages. Dedicated bunker ships may be fitted with specialized hose handling equipment, but a rather common way would be to use a hose crane to deliver bunker ship to the receiving ship.

Tabel 2. 3 Prosedur Bunkering LNG (Lanjutan tabel sebelumnya)

Task Description	Procedures
B. Operation during bunkering	<ol style="list-style-type: none"> 1. A document with agreed amount and transfer rate, clearly stating the quantities of fuel to be transferred, the transfer rate, start and topping up rate and max. pressure at manifold, is to be filled out and signed by the responsible officers on both ships. 2. After receiving signed documents is allowed to first open the manual bunker valves. 3. After ready signals are given and personel are out of the bunker area, the cargo pumps can be started and ramped up in a controlled manner until the agreed start transfer rate is achieved. 4. The cargo pumps shall be ramped down to an agreed topping up rate when the total transfer amount is almost reached.
C. Operation after bunkering	<ol style="list-style-type: none"> 1. The liquid that remains in the bunker hoses, after the pumps have stopped, must be drained before connection. The valves , at both manifold, are to be closed when the hoses are purged. 2. The bunker lines and vapour return, on the receiving ship, can be disconnected after the lines have been purged from liquid and valves are closed. 3. After transferring documents, the unmooring sequence can begin. The mooring lines are loosened, drawn black and stored, under supervision of the responsible officer while taking wind and current conditions into account. 4. The receiving ship must inert the bunker lines before departure, which means that inerting sequence is to start as soon as the hoses are disconnected from the manifold and run until lines are gas free.

2.4 Faktor Eksternal

Faktor eksternal juga bias mempengaruhi proses *bunkering* yang sedang berlangsung. Faktor eksternal disini seperti cuaca, angin, kelembapan dan lainnya yang mempengaruhi olah gerak kapal tersebut.

2.4.1 Keadaan Laut

Keaadaan laut juga mempengaruhi berlangsungnya proses bunkering dengan *ship-to-ship transfer* dimana keadaan laut disini seperti gelombang, arus yang dapat memberikan gerak pada saat terjadinya proses *ship-to-ship transfer*. Tabel 2.3 mendeskripsikan kriteria pada saat operasi STS beserta parameter yang mempengaruhi.

Tabel 2. 4 Kriteria operasi kapal untuk STS LNG (*Pangestu, 2017*)

Aktifitas	Keterangan
Untuk kapal LNG selama operasi pergerakan untuk berlabuh	Kecepatan angin = 20 knot Tinggi gelombang = 1,5 m Kecepatan arus = 1,2 knot (max)
Untuk kapal LNG selama operasi transfer LNG	Kecepatan angin = 20 knot Tinggi gelombang = 1,5 m Kecepatan arus = 1,2 knot (max)
Flexible Hose diputus	Kecepatan angin = 20 knot Tinggi gelombang = 1,5 m Kecepatan arus = 1,5 knot (max)
Untuk kapal LNG selama operasi transfer LNG	Kecepatan angin lebih dari 30 knot, kapal harus meninggalkan dermaga untuk parkir di daerah perairan

2.5 Risk Assessment

Risk yaitu ukuran potensi kerugian yang diwujudkan dalam dua elemen, frekuensi dan konsekuensi. Risiko dapat diartikan sebagai produk dari frekuensi dari kejadian yang mungkin muncul dan konsekuensi sebagai akibat dari kemunculan kejadian tersebut (Ketut Budha Artana, AAB Dinariyana, 2015). *Risk assessment* merupakan lanjutan proses dari analisa risiko dimana hasil dari pendekatan kuantitatif maupun kualitatif dalam analisa frekuensi dan konsekuensi dijadikan dasar dalam pengambilan keputusan setelah tingkat/level risiko atas asset diketahui. Beberapa keputusan yang mungkin diakhir proses penilaian risiko adalah melanjutkan aktivitas/proses dari asset yang dinilai, karena risikonya berada pada tingkat yang masih dapat diterima (*acceptable*), atau menghindari risiko, memitigasi dan mentransfer jika risiko dari asset berada pada level yang tidak dapat diterima (Ketut Budha Artana, AAB Dinariyana, 2015).

2.5.1 Identifikasi Bahaya

Bahaya (*hazard*) ialah semua sumber, situasi ataupun aktivitas yang berpotensi menimbulkan cedera (kecelakaan kerja) dan atau penyakit akibat kerja (OHSAS 18001:2007). Bahaya diartikan sebagai potensi dari rangkaian sebuah kejadian untuk muncul dan menimbulkan kerusakan atau kerugian. Jika salah satu bagian dari rantai kejadian hilang, maka suatu kejadian tidak akan terjadi.

Identifikasi bahaya bermula dari menganalisa fungsi suatu sistem beserta proses dari sebuah sistem tersebut lalu mengidentifikasi potensi bahaya yang dapat terjadi pada

sebuah sistem dan sebuah proses tersebut yang dapat menimbulkan sebuah risiko ataupun kerugian. Proses mengidentifikasi bahaya dapat dilakukan dengan berbagai metode seperti *Hazid*, *Hazop*, *Fmea*, *What If Analysis* dan lainnya. Metode yang digunakan untuk menganalisa bahaya pada tugas akhir ini adalah Hazop (Hazard Operability).

2.5.2 HAZOP

Hazard and operability study (HAZOPS) digunakan untuk mengidentifikasi permasalahan dan operasional proses yang dapat mempengaruhi efisiensi produk dan keselamatan.

Hazops mempelajari tahapan untuk mengidentifikasi penyimpangan yang dapat terjadi dari kondisi normal.. Berikut adalah istilah *terminology* yang sering ditemukan pada pelaksanaan HAZOP :

- a. *Deviation* (Penyimpangan). Adalah kata kunci kombinasi yang sedang diterapkan. (merupakan gabungan dari guide words dan parameters).
- b. *Cause* (Penyebab). Adalah penyebab yang kemungkinan besar akan mengakibatkan terjadinya penyimpangan.
- c. *Consequence* (Akibat/konsekuensi). Adalah suatu akibat dari suatu kejadian yang biasanya diekspresikan sebagai kerugian dari suatu kejadian atau risiko. Dalam menentukan consequence tidak boleh melakukan batasan karena hal tersebut bias merugikan pelaksanaan penelitian.
- d. *Safeguards* (Usaha Perlindungan). Adanya perlengkapan pencegahan yang mencegah penyebab atau usaha perlindungan terhadap konsekuensi kerugian akan di dokumentasikan pada kolom ini. Safeguards juga memberikan informasi pada operator tentang penyimpangan yang terjadi dan juga untuk memperkecil akibat.
- e. *Action* (Tindakan yang Dilakukan). Apabila suatu penyebab dipercaya akan mengakibatkan konsekuensi negatif, harus diputuskan tindakan apa yang harus dilakukan. Tindakan dibagi menjadi dua kelompok, yaitu tindakan yang mengurangi atau menghilangkan penyebab dan tindakan yang menghilangkan akibat (konsekuensi). Sedangkan apa yang terlebih dahulu diputuskan, hal ini tidak selalu memungkinkan, terutama ketika berhadapan dengan kerusakan peralatan. Namun, pertamamata selalu diusahakan untuk menyingkirkan penyebabnya, dan hanya dibagian mana perlu mengurangi konsekuensi.
- f. *Node* (Titik Studi). Merupakan pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar studi dapat dilakukan lebih terorganisir. Titik studi bertujuan untuk membantu dalam menguraikan dan mempelajari suatu bagian proses.
- g. *Severity*, Merupakan tingkat keparahan yang diperkirakan dapat terjadi.
- h. *Likelihood* adalah kemungkinan terjadinya konsekuensi dengan sistem pengaman yang ada.
- i. *Risk* atau risiko merupakan kombinasi kemungkinan likelihood dan severity.
- j. Tujuan desain. Tujuan desain diharapkan menggambarkan bagaimana proses dilakukan pada node (titik studi). Digambarkan secara kualitatif sebagai aktivitas (misalnya: reaksi, sedimentasi dsb) dan atau dengan kuantitatif dalam parameter proses seperti suhu, laju alir, tekanan, komposisi dan lain sebagainya.

2.6 Analisa Frekuensi

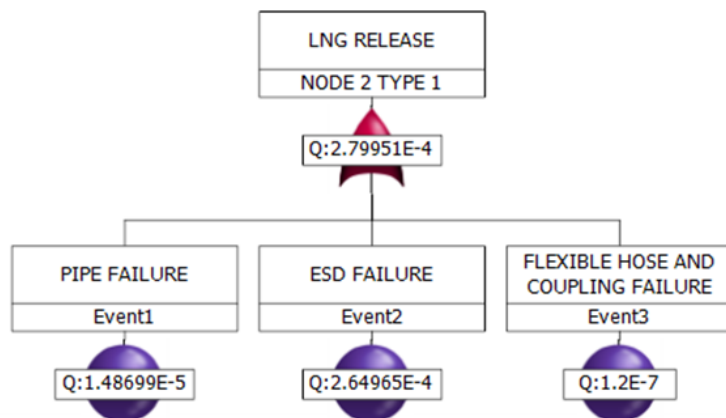
Analisa frekuensi adalah analisa yang berfungsi untuk mengetahui seberapa sering mungkin bahaya (*hazard*) yang muncul. Metode analisa frekuensi yang digunakan untuk tugas akhir ini antara lain :

2.6.1 Fault Tree Analysis (FTA)

Fault Tree Analysis adalah suatu teknik yang digunakan untuk mengidentifikasi risiko yang berperan terhadap terjadinya kegagalan. Metode ini dilakukan dengan pendekatan yang bersifat top down, yang diawali dengan asumsi kegagalan atau kerugian dari kejadian puncak (*Top Event*) kemudian merinci sebab-sebab suatu *Top Event* sampai pada suatu kegagalan dasar (*root cause*). *Tools* yang digunakan adalah *Logical Diagram*. *Logical Diagram* ini terdiri dari simbol gate yang mendeskripsikan antara penyebab, dan simbol karakter penyebab kegagalan. Awal dari identifikasi FTA adalah mengidentifikasi kegagalan pada suatu sistem secara umum (*top event*), yang kemudian top event tersebut akan di breakdown hingga menjadi basic event. Keduanya akan di hubungkan dengan logical gate. Semua kemungkinan yang didapatkan dari basic event akan dihubungkan dengan AND gate atau OR gate. Istilah-istilah dalam *Fault Tree Analysis* adalah sebagai berikut:

- Event* : penyimpangan yang tidak diharapkan dari suatu keadaan normal pada suatu komponen dari sistem.
- Top Event* : Kejadian yang dikehendaki pada “puncak” yang akan diteliti lebih lanjut ke arah kejadian dasar lainnya dengan menggunakan gerbang logika untuk
- menentukan penyebab kegagalan.
- Basic Event* : Kejadian yang tidak diharapkan yang dianggap sebagai penyebab dasar.

Gambar 2.3 merupakan contoh skema analisa frekuensi menggunakan Fault Tree Analysis dan Gambar 2.4 menjelaskan pengertian symbol yang ada pada diagram Fault Tree Analysis.



Gambar 2.3 Contoh Diagram FTA



Gambar 2.4 FTA Diagram Symbol

2.6.2 Event Tree Analysis (ETA)

Event Tree Analysis (ETA) adalah suatu Teknik analisa dengan menggunakan diagram logika untuk mengevaluasi kemungkinan hasil-hasil yang diperoleh (*possible outcomes*) bila terjadi suatu kejadian awal (*initiating event*) karena kegagalan peralatan atau kesalahan manusia. (Ragheb ,2013). Tujuan dari ETA adalah untuk menentukan apakah suatu kejadian akan berkembang menjadi sebuah kecelakaan serius atau jika peristiwa tersebut dapat dikendalikan oleh sistem keselamatan dan prosedur yang diterapkan dalam desain sistem. ETA dapat menghasilkan berbagai kemungkinan hasil keluaran dari sebuah kejadian awal, dan dapat memprediksi kemungkinan terjadinya kecelakaan untuk setiap hasil keluaran. Berikut adalah prosedur pelaksanaan Event Tree Analysis:

- Mengidentifikasi *initiating event* yang terjadi pada tipe kecelakaan yang terjadi.
- Mengidentifikasi safety function yang didesain untuk mengurangi initialing event.
- Menyusun event tree
- Menyusun urutan konsekuensi kecelakaan yang terjadi
- Menentukan urutan minimal cut set

Istilah istilah yang sering digunakan dalam proses pengerjaan *event tree analysis* adalah sebagai berikut:

1. Initiating event (IE)

Kesalahan atau peristiwa yang tidak diinginkan yang memulai awal dari rangkaian kecelakaan. IE dapat mengakibatkan kecelakaan tergantung pada sukses tidaknya pelaksanaan metode penanggulangan bahaya yang dirancang ke dalam sistem.

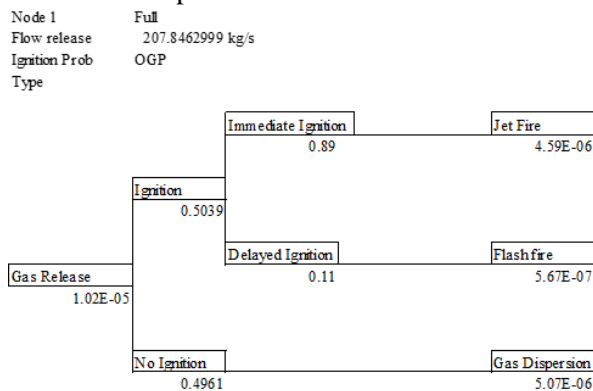
2. Pivotal events

Peristiwa perantara penting yang terjadi antara kejadian awal dan kecelakaan akhir. Pemerupakan kejadian gagal maupun sukses dari metode keselamatan yang ditetapkan untuk mencegah IE agar tidak mengakibatkan sebuah kecelakaan. Jika peristiwa penting bekerjadengan sukses, itu menghentikan kecelakaan skenario dan disebut sebagai peristiwa meringankan. Jika peristiwa

penting gagal bekerja, maka skenario kecelakaan diperbolehkan untuk kemajuan dan disebut sebagai acara memberatkan.

3. *Probabilistic risk assessment (PRA)*

Metode analisis yang komprehensif, terstruktur, dan logis untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi risiko pada sistem teknologi yang kompleks. Tujuan PRA adalah identifikasi secara terperinci terperinci dan penilaian skenario kecelakaan dengan analisis kuantitatif. Gambar 2.7 merupakan contoh diagram ETA dalam proses analisa frekuensi suatu hazard



Gambar 2.5 Contoh diagram ETA

2.7 Analisa Konsekuensi

Analisa konsekuensi merupakan analisa dampak yang terjadi dikarenakan sebuah potensi bahaya. Pada tugas akhir ini, analisa konsekuensi akan menggunakan pemodelan api (*Fire modelling*) dengan menggunakan software

2.7.1 *Fire Modelling*

Fire modelling merupakan suatu metode untuk menganalisa konsekuensi kompleks dari skenario bahaya dengan mempertimbangkan kondisi lingkungan sekitar untuk mengukur risiko yang terkait menggunakan *software tools*. Hasil dari *fire modelling* ini merupakan prediksi kejadian sebelum terjadi dan pemodelan peristiwa sebelum terjadi, pemodelan konsekuensi dari kecelakaan, risiko yang timbul dari kegiatan industri dan pengevaluasian risiko serta kemungkinan kerugian yang ditimbulkan.

2.8 *Jet Fire*

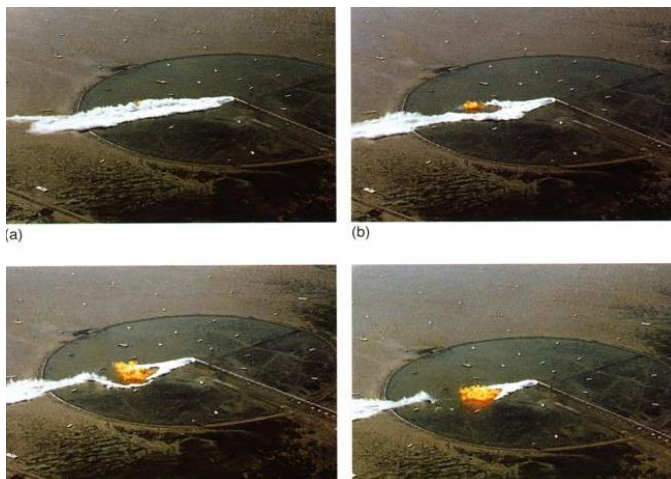
Jet fire adalah kebakaran yang terjadi akibat adanya difusi turbulen yang dihasilkan oleh gas yang berasal dari tangki atau pipa yang bertekanan tinggi. Pada saat gas alam berada dalam bentuk cair (LNG) dan bertekanan rendah sangat kecil kemungkinan *jet fire* terjadi. *Jet fire* dapat terjadi selama proses bongkar muat atau proses pemindahan dimana tekanan gas akan naik karena dipompa. *Jet fire* dapat menyebabkan kematian dan kerusakan yang cukup parah pada lingkungan sekitar, namun efek *jet fire* hanya terjadi disekitar lokasi fasilitas yang mengalami kebocoran gas (Pangestu, 2017). Gambar 2.6 menunjukkan terjadinya *Jet Fire* pada sebuah fasilitas.



Gambar 2.6 Jet Fire (Boot, 2015)

2.9 Flash Fire

Flash fire adalah kebakaran singkat dengan durasi waktu sekitar 0-5 detik. Kejadian ini seperti ledakan turbulensi campuran antara gas mudah terbakar dan udara yang menyebabkan kebakaran kilat. Ada 2 hal yang menjadi penyebab dari *Flash fire*, yaitu *gas dispersion* (hidrokarbon gas) dan LNG dalam fase cair yang membentuk pool. Jika genangan pool berubah fase menjadi *vapour* maka *flash fire* dapat terjadi. Selain *flash fire*, terdapat jenis kebakaran kilat yang disebut VCE (*Vapour Cloud Explosion*). VCE memiliki durasi kebakaran yang lebih cepat, hampir menyamai kecepatan suara (Aliyah, 2014). Terdapat 2 jenis kebakaran dalam VCE, yaitu deflagrasi dan detonasi. Efek dari Flash fire ataupun VCE adalah *overpressure* seperti ledakan pada umumnya. Gambar 2.7 merupakan contoh terjadinya *flash fire*.



Gambar 2.7 Flash Fire (Boot, 2015)

2.10 BLEVE

BLEVE atau *Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion* adalah kebakaran yang diakibatkan karena bocor atau pecahnya bejana bertekanan karena efek panas dari luar

atau tekanan yang terlalu tinggi pada suhu diatas titik didih fluida didalam bejana. Kebakaran dapat disebabkan oleh kesalahan mekanik atau elektro magnetik yang menyebabkan pendidihan fluida didalam bejana. Pada umumnya BLEVE dapat menimbulkan fire ball, misile dan overpressure secara bersamaan (Pangestu, 2017).



Gambar 2.8 BLEVEE

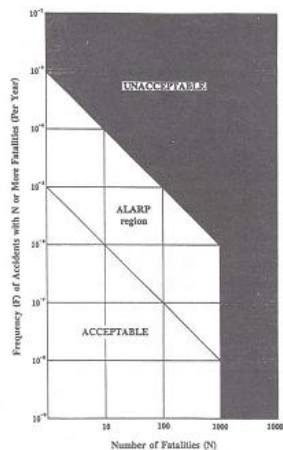
2.11 Gas Dispersion

Gas dispersion adalah rilisnya gas dalam fase gas akibat adanya kebocoran pipa atau instrument pendukung lain dalam suatu sistem. Kemungkinan fenomena ini dapat terjadi dalam sistem gas yaitu gas berada dalam kondisi tekanan tinggi, kebocoran pipa, instrument lain, Tidak ada sumber panas atau api.

Gas Dispersion adalah salah satu insiden yang sering terjadi pada fasilitas gas di suatu sistem akibat kegagalan komponen, bocornya pipa dan instrument pendukung. Akibat terjadinya Gas dispersion adalah munculnya masalah pernafasan manusia akibat berkurangnya kadar oksigen di udara bebas disekitar fasilitas, kerusakan pada sistem saraf pusat hingga mengakibatkan kematian pada manusia (Pangestu, 2017)

2.12 F-N Curve

F-N Curve merupakan kurva sebagai media untuk merepresentasikan risiko. *F-N Curve* terdiri dari sumbu x dan sumbu y. Dimana sumbu x merepresentasikan jumlah korban. Sumbu Y pada grafik merepresentasikan tentang frekuensi kejadian. Keduanya diplotkan dan melalui perpotongan sumbu menghasilkan jumlah korban per satuan waktu (tahun). Untuk penyelesaian tugas akhir ini standar *F-N Cuve* yang digunakan sesuai dengan standar *Hongkong Government Risk Guidelines (HKRG)* (Fauzi, 2016).

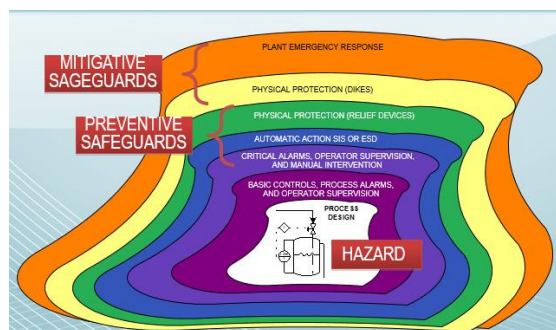


Gambar 2.10 F-N Curve (Hong Kong Government Planning Department's Societal Risk Criteria for potentially hazardous, 1994)

2.12 Layer Of Protection Analysis (LOPA)

Apabila risiko tersebut *unacceptable*, maka tingkat risiko tersebut harus dilakukan mitigasi. Dengan menggunakan LOPA bahaya dan risiko dapat dievaluasi, dan dapat memberikan perlindungan dari risiko yang tidak bisa ditolerir tersebut. LOPA memiliki sifat kualitatif yang dicirikan dengan penggunaan metode HAZOP maupun kuantitatif yang dicirikan dengan penggunaan FTA dan ETA (Prasetya, 2013). Standar LOPA yang digunakan dalam penelitian ini adalah IEC 61511 – *Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector*. Langkah-langkah umum dalam menggunakan metode LOPA (Pangestu, 2017):

- Melakukan Identifikasi skenario.
- Menentukan skenario kecelakaan.
- Mengidentifikasi kejadian dan frekuensi kegagalan pertahun.
- Mengidentifikasi lapisan perlindungan dan kemungkinan kegagalan komponennya.
- Memperkirakan risiko dari skenario kecelakaan



Gambar 2.11 Layer Of Protection Analysis (Center for Chemical Process Safety, John Wiley & Sons, 2001)

Berikut merupakan contoh spreadsheet mitigasi menggunakan LOPA yang digunakan dalam skenario mitigasi dapat dilihat pada halaman selanjutnya pada Gambar 2.12 dibawah ini.

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (10 mm)	Node Number 3&6	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		1.09E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41.E-03	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.09E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	5.52E-02	
Total PFD for all IPLs		1.10E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			1.21E-06
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and temprature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

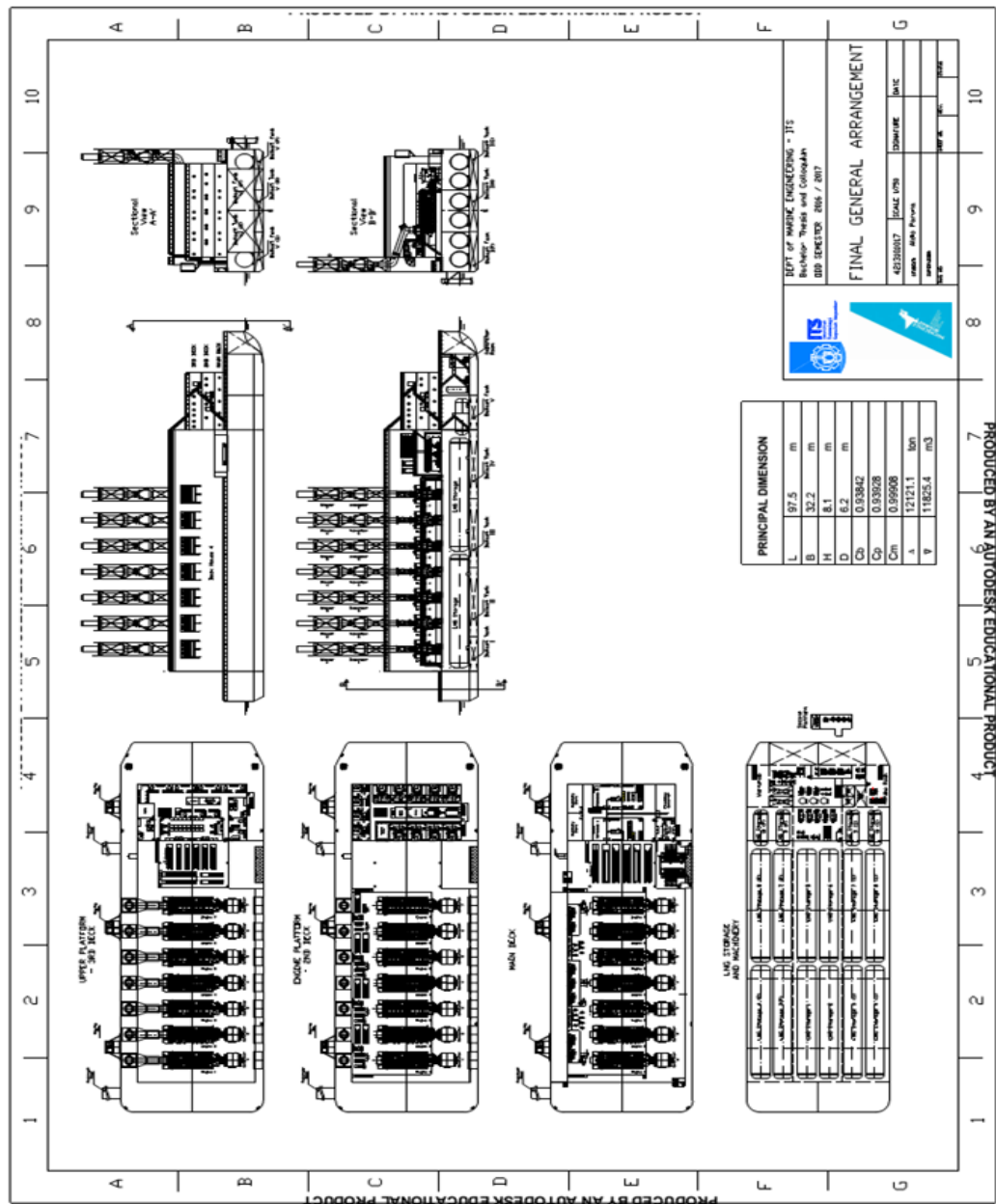
Gambar 2.12 LOPA Spreadsheet (YUN, 2007)

2.13 Data Spesifikasi LNG Floating Power Plant

Floating Power Plant dengan kapasitas 100 MW. Tabel 2.5 akan menjelaskan dimensi utama pembangkit listrik terapung. Gambar 2.12 akan memberikan pengaturan umum pembangkit listrik terapung. Pembangkit listrik terapung terdiri dari 7 mesin dengan konsumsi bahan bakar adalah LNG dan di pembangkit listrik ada fasilitas regasifikasi untuk menguapkan LNG menjadi Natural Gas (*I Made Ariana, Hari Prastowo, Aldio Paruna, 2017*).

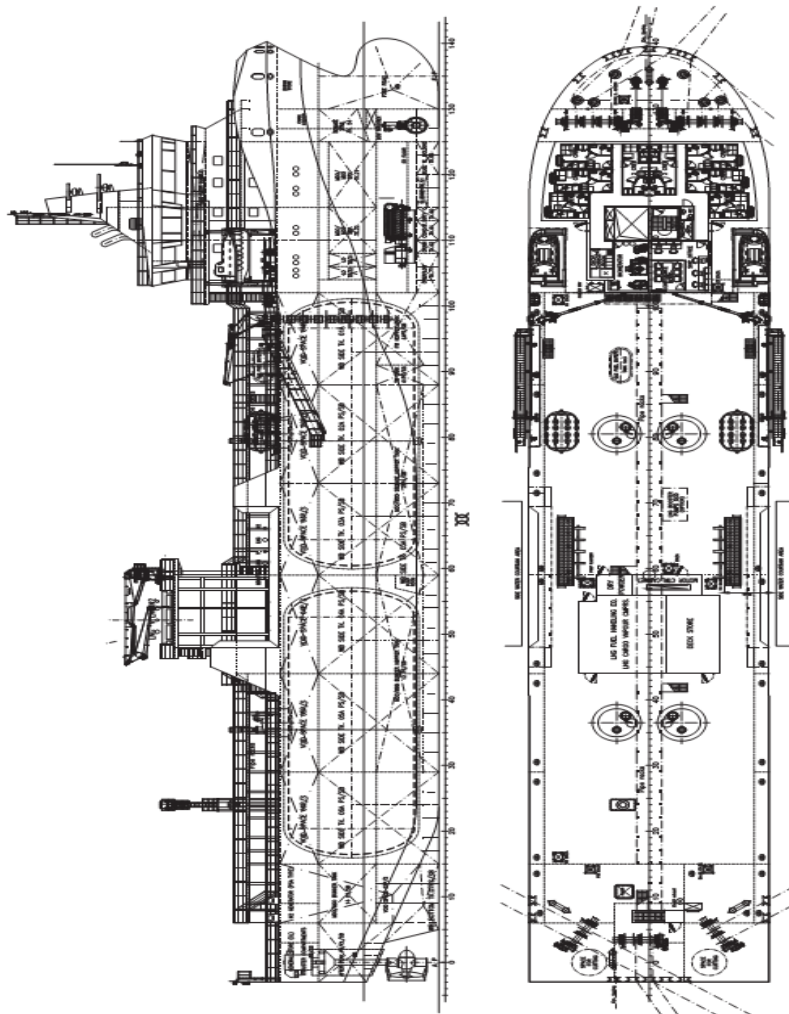
Tabel 2. 5 Principal Dimension Floating Power Plant

LPP (m)	B (m)	H (m)	T (m)	Cb	Cp	Cm
97.5	32.20	8.10	6.20	0.93842	0.93928	0.99908
Berat displacement (Ton)				12121.10		
Volume Displacement (m ³)				11825.4		



Gambar 2.12 Konseptual Design LNG Floating Power Plant (I Made Ariana, Hari Prastowo, Aldio Paruna, 2017)

2.14 Data Spesifikasi LNG Bunker Vessel



Gambar 2.13 LNG Bunker Vessel (Wartsila)

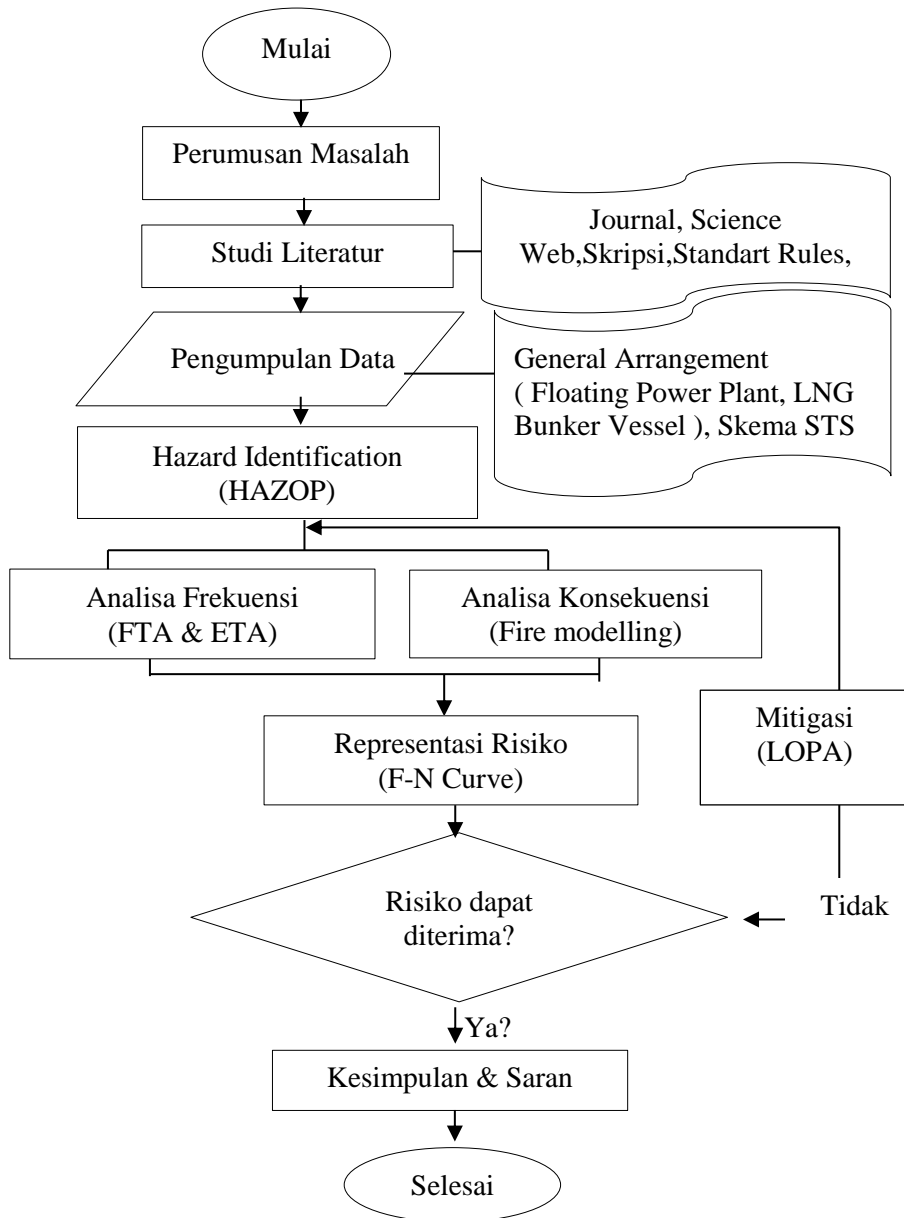
Gambar 2.13 merupakan Kapal LNG Bunker Shuttle adalah kapal pengangkut LNG dilengkapi dengan fasilitas untuk mengisi bahan bakar pada kapal menggunakan flexible hose. Berikut ukuran data kapal LNG Bunker Shuttle :

Nama Kapal	: WSD59 6.5K
Kapasitas	: 6500 m ³
Tipe Kapal	: LNG Bunker Vessel
LOA	: 99.80 m
LPP	: 96.50 m
B	: 19.20 m
H	: 12.70 m
T	: 6.00

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB III METODE PENELITIAN

3.1 Alur Penelitian



Gambar 3.1 Alur Penelitian

Dalam pengerjaan tugas akhir ini referensi yang akan dipakai sebagai acuan standart sebagai berikut :

- a. BS IEC 61882 : 2001 Hazop study guidelines
- b. DNV failure frequency guidance
- c. OGP (International Oil and Gas Procedures)
- d. Paper dan jurnal tentang STS LNG/LPG
- e. Paper dan jurnal tentang Societal Risk Assessment
- f. *Fire modelling software*

3.2 Perumusan masalah

Dalam skripsi ini rumusan masalah yang akan dibahas adalah mengenai analisa risiko dan kemungkinan bahaya yang terjadi pada saat ship-to-ship transfer sistem pada pembangkit tenaga listrik terapung.

3.3 Studi Literatur

Setelah permasalahan telah diketahui, maka tahap selanjutnya adalah studi literatur. Tahap ini adalah tahap dimana yang harus dilakukan adalah mencari referensi permasalahan berikut solusi dan juga mempelajari sehingga dapat diimplementasikan dalam skripsi ini. Studi literature dalam pengerjaan skripsi dapat dilakukan dengan membawa paper atau jurnal yang berhubungan dengan permasalahan yang akan dipecahkan.

3.4 Pengumpulan data

Pada tahapan ini pengumpulan data ditujukan sebagai pendukung dalam pengerjaan skripsi. Data yang dibutuhkan untuk membantu proses pengerjaan adalah :

- a. General Arrangement Floating Power Plant
- b. P&ID *Ship-to-ship transfer* LNG
- c. P&ID *Engine Gas fuel system*

3.5 HAZOP Identification

Pada tahap selanjutnya dilakukan identifikasi HAZOP untuk menentukan bahaya yang mengacu pada P&ID. Berikut proses identifikasi antara lain :

- a. Memahami seluruh proses sistem pada kedua kapal
- b. Mendefinisikan setiap sistem yang ada setelah itu dilakukan pembagian node
- c. Melakukan identifikasi deviasi pada setiap node
- d. Melakukan identifikasi penyebab dan konsekuensi
- e. Menentukan *safeguard*
- f. Menentukan *action required*

3.6 Analisa Frekuensi

Pada tahap analisa frekuensi ini bertujuan untuk mengetahui nilai kemungkinan bahaya yang akan terjadi yang disebabkan oleh potensi hazard yang telah teridentifikasi. Dalam tahapan analisa frekuensi ini terdapat dua metode yaitu menggunakan *Fault tree Analysis* dan *Event tree analysis*. Berikut langkah langkah pengerjaan FTA :

- a. Mengidentifikasi masukan dan batasan
- b. Membuat diagram fault tree dengan bantuan perangkat lunak yaitu Relex
- c. Melakukan analisa kuantitatif

Sedangkan langkah pembuatan ETA adalah sebagai berikut :

- a. Analisa ignition probability pada skenario kegagalan sistem
- b. Initial event menggunakan nilai dari probabilitas dari perhitungan frekuensi menggunakan metode FTA

3.7 Analisa Konsekuensi

Analisa Konsekuensi bertujuan untuk mengetahui kejadian atau bahaya apa yang mungkin dapat terjadi yang disebabkan oleh hazard atau potensi bahaya yang ada. Dalam skripsi ini analisa konsekuensi akan dimodelkan dengan menggunakan *commercial software*. Konsekuensi yang akan di simulasikan berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *Gas dispersion*, *explosion*.

3.8 Representasi risiko

Setelah di dapatkan hasil dari kedua analisa tersebut tahap selanjutnya adalah melakukan representasi risiko yang mana parameter yang di gunakan adalah hasil dari kedua analisa tersebut lalu akan direpresentasikan kedalam kriteria evaluasi menggunakan *F-N Curve* dengan standarisasi *Hongkong Government Risk Guidelines(HKRG)*.

3.9 Analisa mitigasi

Jika tingkat risiko berada pada zona yang tidak dapat diterima maka mitigasi harus dilakukan. Tindakan mitigasi pada penelitian ini menggunakan *LOPA (Layer Protection Of Analysis)*.

“Halaman ini sengaja di kosongkan”

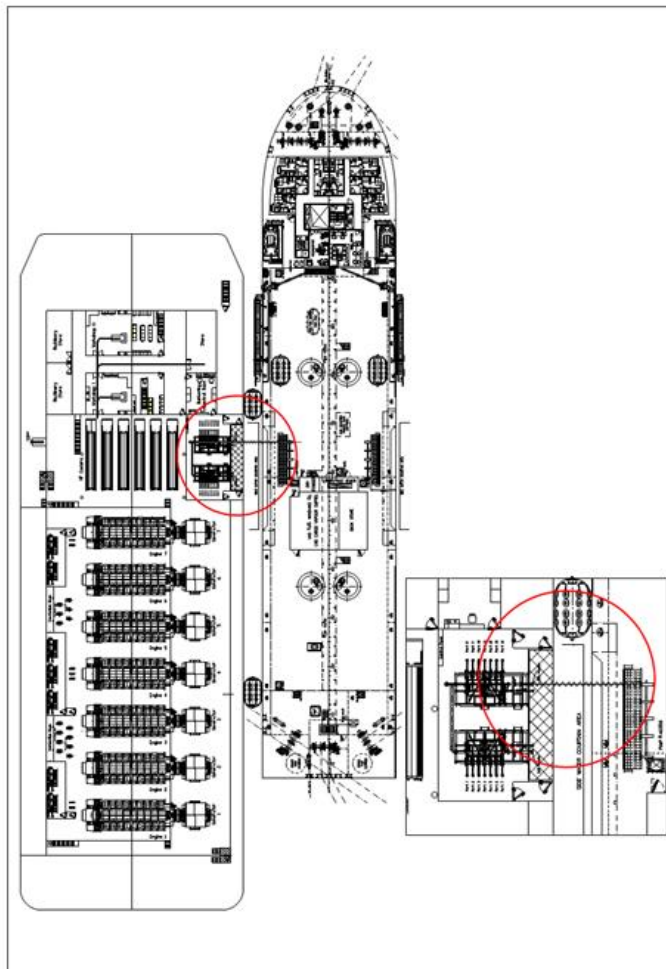
BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1 Gambaran Umum

Pada skripsi ini objek yang akan dibahas dalam analisa risiko adalah terjadinya proses *ship-to-ship transfer* antara LNG *Bunker Vessel* dengan Pembangkit tenaga listrik terapung. Pada bab ini akan dibahas tentang identifikasi bahaya menggunakan HAZOP setelah itu akan dilakukan perhitungan frekuensi kegagalan yang dapat terjadi dengan menggunakan FTA dan ETA dan akan dilakukan analisa konsekuensi dengan *fire modelling* untuk mengetahui dampak yang dihasilkan dari sebuah potensi bahaya.

4.2 Data

Data yang diperlukan dalam penelitian ini adalah Layout dari *ship-to-ship transfer* sistem LNG *Bunker vessel* dengan Pembangkit Tenaga Listrik Terapung



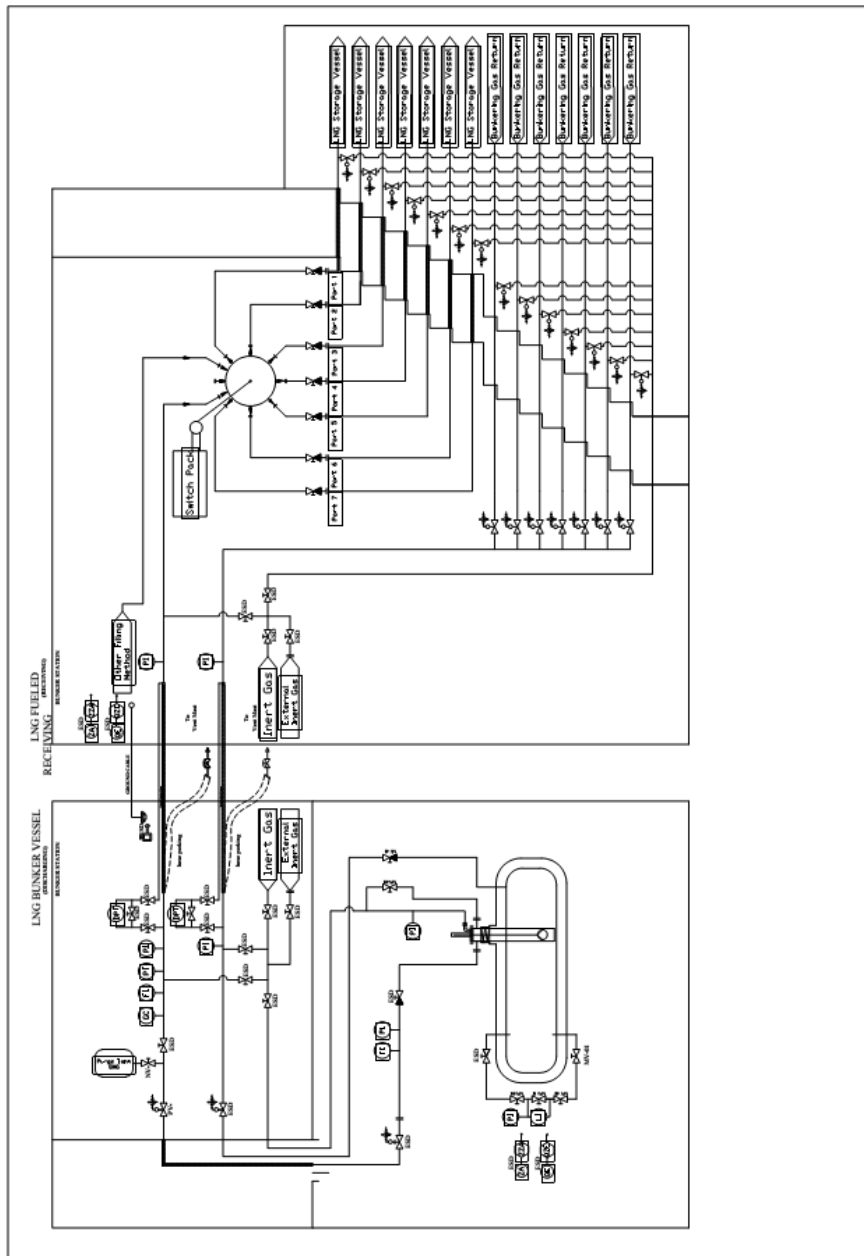
Gambar 4.1 Layout *Ship-to-ship Transfer* Sistem antara LNG *Bunker Vessel* dengan Pembangkit Tenaga Listrik Terapung dengan *flexible hose connected*

1. P&ID *Ship-to-ship Transfer*

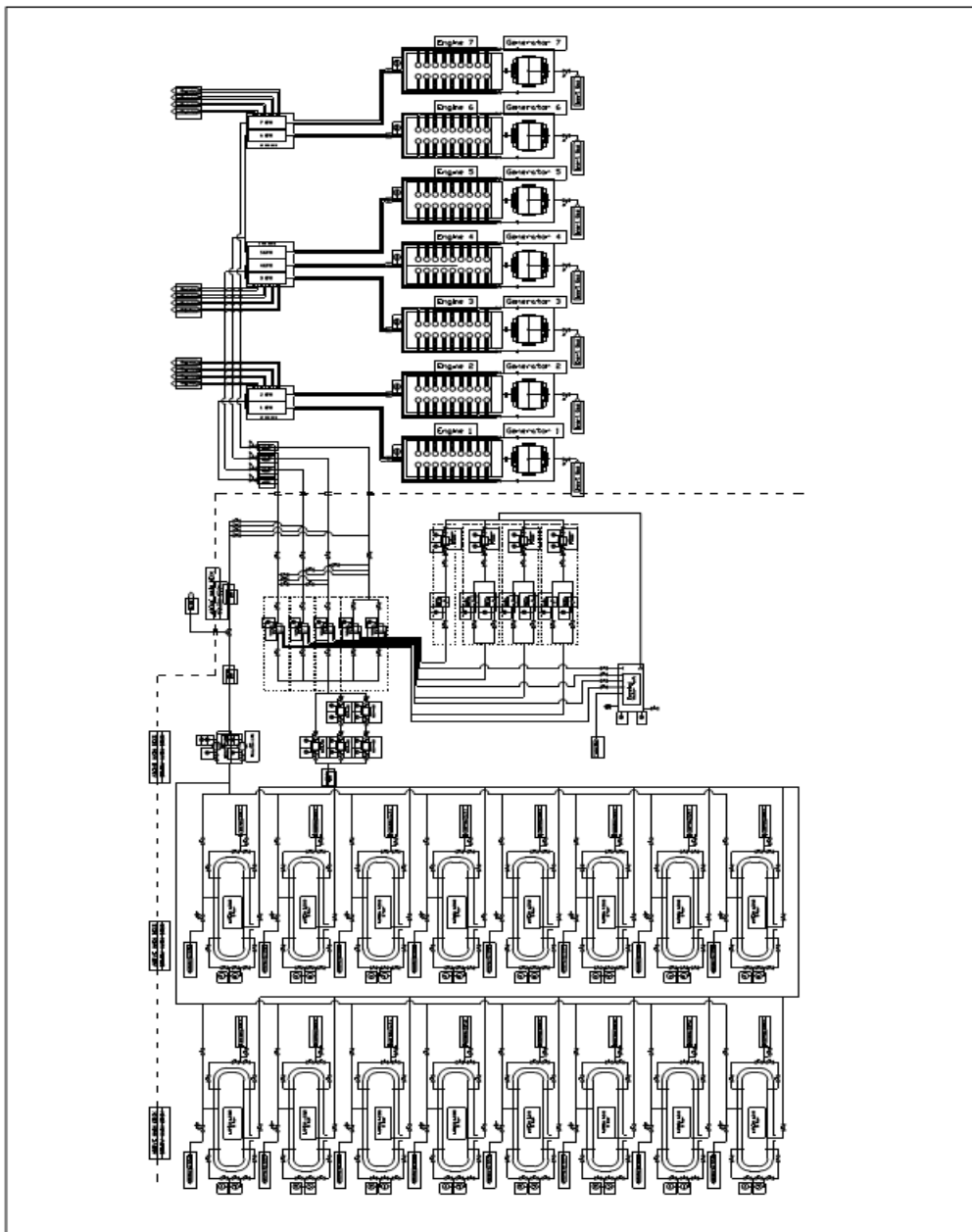
P&ID merupakan penggambaran hasil sebuah sistem yang menunjukkan semua peralatan dan semua sistem instrumentasi dan pipa yang sesuai dengan sistem. Dimensi dari simbol grafis untuk semua peralatan dan mesin harus mencerminkan dimensi sebenarnya yang relatif untuk skala (kecuali pompa, driver, katup dan perlengkapan lainnya). Simbol simbol tersebut akan menunjukkan fungsi dari sebuah sistem dan fungsi komponennya masing masing. Berikut pembagian P&ID dalam pengerjaan tugas akhir ini sesuai layout yang telah dibuat : P&ID Bunkering Pada Gambar 4.2 memperlihatkan alur pada sebuah sistem pada saat bunkering, yang mana di dalam gambar tersebut terdapat alur *discharging* dari sebuah tangki LNG yang berkapasitas 3250 m³ yang memiliki *design pressure* sebesar 5 Bar dimana tangki tersebut terletak pada LNG bunkering vessel. Setelah itu gambar ini juga terdapat alur transfer dimana LNG berbentuk liquid dikeluarkan dari *manifold* pada *bunker vessel* kemudian mengalir menuju LNG *storage tank* yang terdapat pada *receiving vessel* tersebut serta menunjukkan komponen atau equipment apa saja yang terdapat pada proses *ship-to-ship transfer* atau *bunkering system*. Gambar P& ID *ship-to-ship-transfer* dapat dilihat pada Gambar 4.2 di halaman selanjutnya.

2. P&ID *Gas Supply to Engine*

Pada Gambar 4.3 menunjukkan suplai gas sebagai bahan bakar sebuah engine. Dimana pada gambar ini menjelaskan suplai sistem LNG dimulai dari proses *discharging* dari LNG *storage* yang berupa *liquid* atau pun *boil of gas*. Pada sistem ini ada yang dinamakan *boil of gas* (BOG) yang mana BOG disuplai ke engine melalui kompresor dengan tekanan 5.5 bar lalu menuju ke *Gas Valve Unit* (GVU) kemudian masuk ke engine. Untuk LNG dalam berbentuk liquid yang tidak bisa langsung digunakan sebagai bahan bakar LNG disuplai dari LNG *storage tank* lalu menuju *manifold* setelah dari manifold LNG menuju pompa. Pada sistem ini terdapat 2 jenis pompa yang satu DSML 230 dan DSML 185, DSML 230 digunakan pada saat engine dioperasikan pada beban 100 MV dan DSML 185 digunakan pada beban rata rata yaitu 64,5 MV. Pompa DSML 185 ini disusun secara seri agar dapat meningkatkan head agar sesuai yang dibutuhkan oleh engine. Setelah itu LNG mengalir menuju Vaporizer untuk diubah menjadi fase gas. Kemudian dilanjutkan dengan proses suplai ke GVU hingga engine.



Gambar 4.2 P&ID Ship-to-ship transfer LNG sistem



Gambar 4.3 P&ID Gas Suplai dari Storage Tank menuju Engine

Dari semua data diatas akan dianalisa sesuai dengan perumusan masalah yang ada dan dengan batasan masalah yang sesuai.

4.3.1 Hazard and Operability Study (Hazop)

HAZOP atau *Hazard and Operability* merupakan salah satu cara untuk melakukan identifikasi potensi bahaya yang terdapat pada suatu sistem. HAZOP

meliputi pemeriksaan pada sistem, proses yang terjadi di suatu fasilitas serta melakukan evaluasi terhadap deviasi yang terjadi pada sistem tersebut. Deviasi adalah penyimpangan-penyimpangan yang dapat terjadi dalam suatu sistem. Penyimpangan penyimpangan didasarkan pada kata kunci (*high, low, more dan less*) yang telah diatur sebelumnya oleh BS IEC 61882- HAZOP Guideline. Proses HAZOP didalamnya terdapat proses penentuan *nodes*, *deviasi*, *safeguard* dan kriteria lainnya yang menunjang.

4.3 Identifikasi Bahaya

Bahaya diartikan sebagai potensi dari rangkaian sebuah kejadian untuk muncul dan menimbulkan kerusakan atau kerugian. Jika salah satu bagian dari rantai kejadian hilang, maka suatu kejadian tidak akan terjadi. Sedangkan proses mengidentifikasi bahaya merupakan suatu proses identifikasi pada suatu sistem yang sedang berjalan dan dampak yang akan terjadi dari bahaya tersebut. Beberapa jenis yang dapat terjadi pada suatu sistem seperti kebocoran pada pia, kerusakan pada pompa, serta kebocoran pada tangki. Pada proses analisa risiko ini yang diteliti adalah proses yang menjelaskan proses transfer sistem yang terjadi antara LNG *Bunkering Vessel* dengan Pembangkit Tenaga Listrik Terapung menggunakan *flexible hose* serta Suplai Gas dari *storage tank* menuju *engine*.

4.3.2 Node

Pembagian node merupakan hal yang terpenting dilakukan untuk mengidentifikasi sebuah bahaya pada suatu sistem. Hal ini dilakukan untuk membagi sebuah sistem menjadi beberapa bagian yang disebut “node” serta mempermudah dan mendetailkan bahaya atau kegagalan suatu sub sistem yang ada.

Pada skripsi ini terdapat 2 jenis P&ID yaitu P&ID *Ship-to-ship transfer* LNG dan P&ID *Engine Fuel sistem*. Untuk P&ID yang pertama pembagian node terdiri dari beberapa sub sistem yaitu proses discharging dari LNG storage tank di bunker vessel lalu proses transferring sistem dan terakhir LNG sampai pada LNG storage tank di receiving vessel.

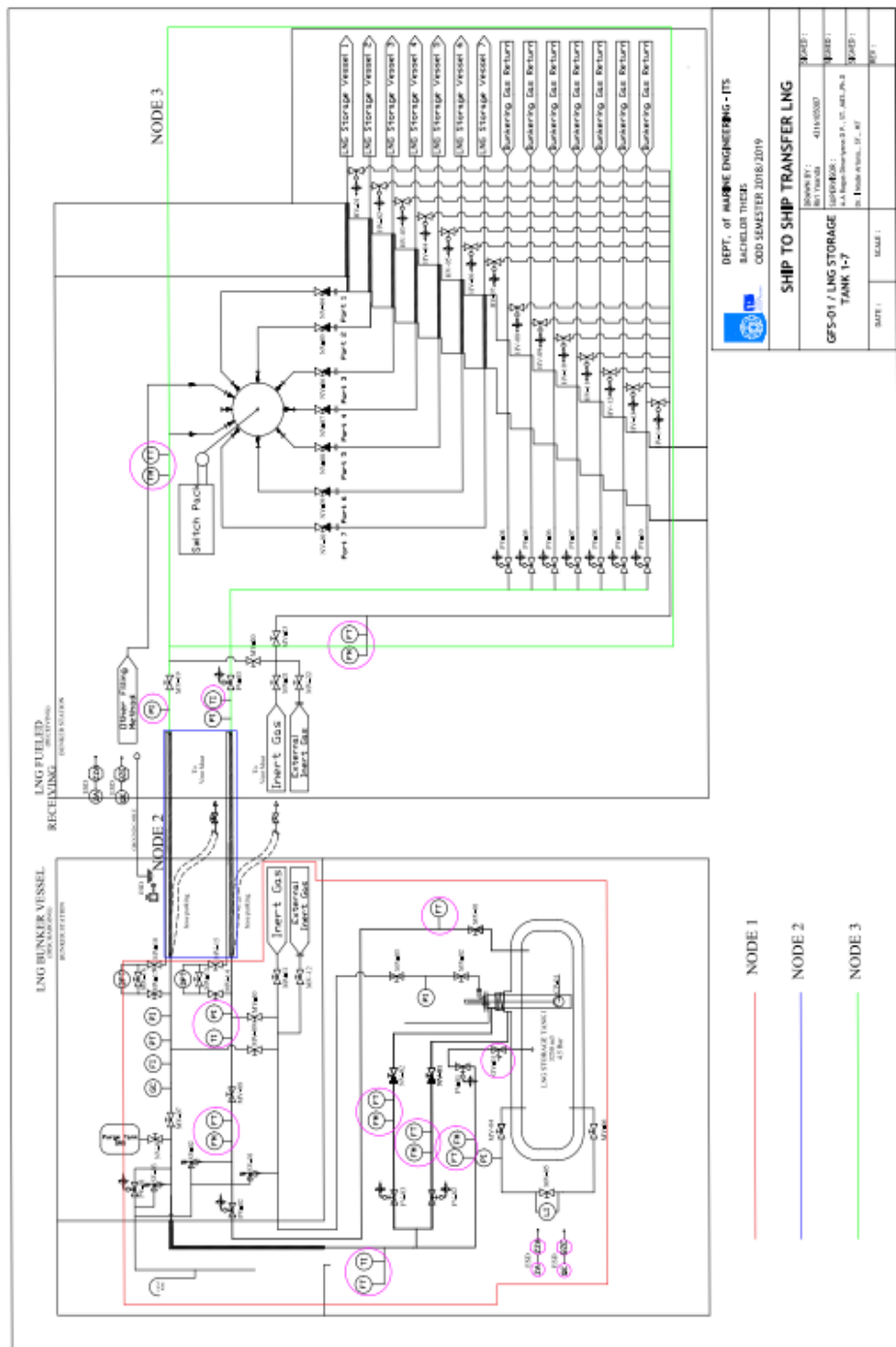
Untuk P&ID yang kedua pembagian node terdiri dari sub sistem yang mana pembagian node pertama terletak pada LNG storage tank sebagai sistem discharge fuel selanjutnya node 2 transferring sistem dengan komponen terlibat yaitu pompa, kompresor, vaporizer serta economizer dan node yang terakhir terletak pada sub sistem suplai gas ke engine.

Pembagian node ini dimaksudkan untuk memudahkan dalam menilai studi HAZOP karena setiap sub sistem memiliki berbagai macam komponen dan maksud operasional yang berbeda. Berikut deskripsi teknis dari klasifikasi node diatas adalah:

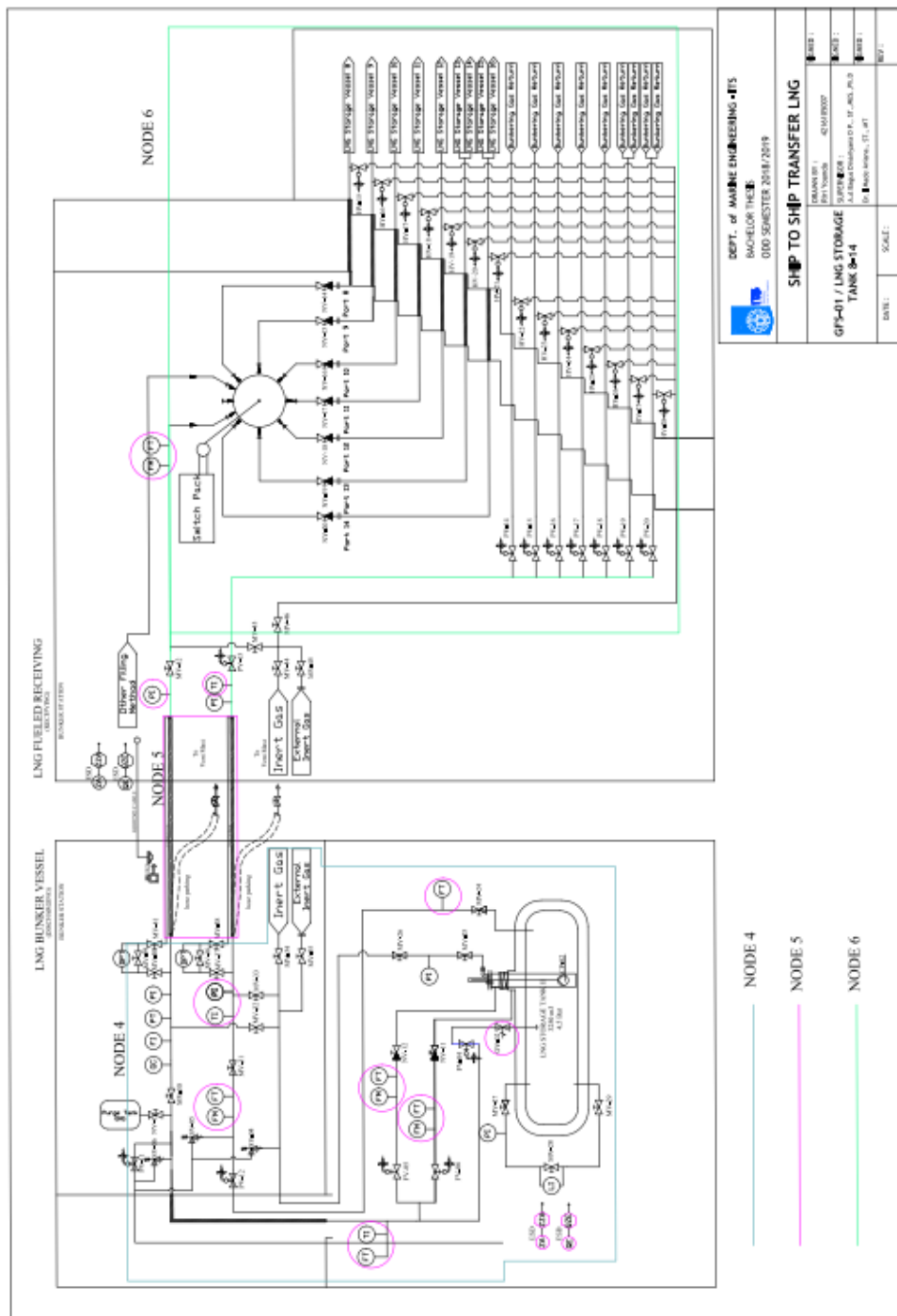
a. Node 1, Proses *discharging system*

Pada node 1 ini sistem yang dibahas tentang proses discharge LNG dari LNG storage tank pada Bunker Vessel di pompa dengan CP-01 dan dialirkan ke *flexible hose*. Pada bagian ini terdapat 2 jalur, hal ini dilakukan untuk mengurangi kemungkinan gagalnya komponen yang menyebabkan terganggunya proses aliran LNG. Sebelum LNG dialirkan menuju *flexible hose* LNG akan melewati *insulated pipe* agar suhu LNG tetap berada pada -162°C sehingga LNG tidak berubah fase menjadi gas.

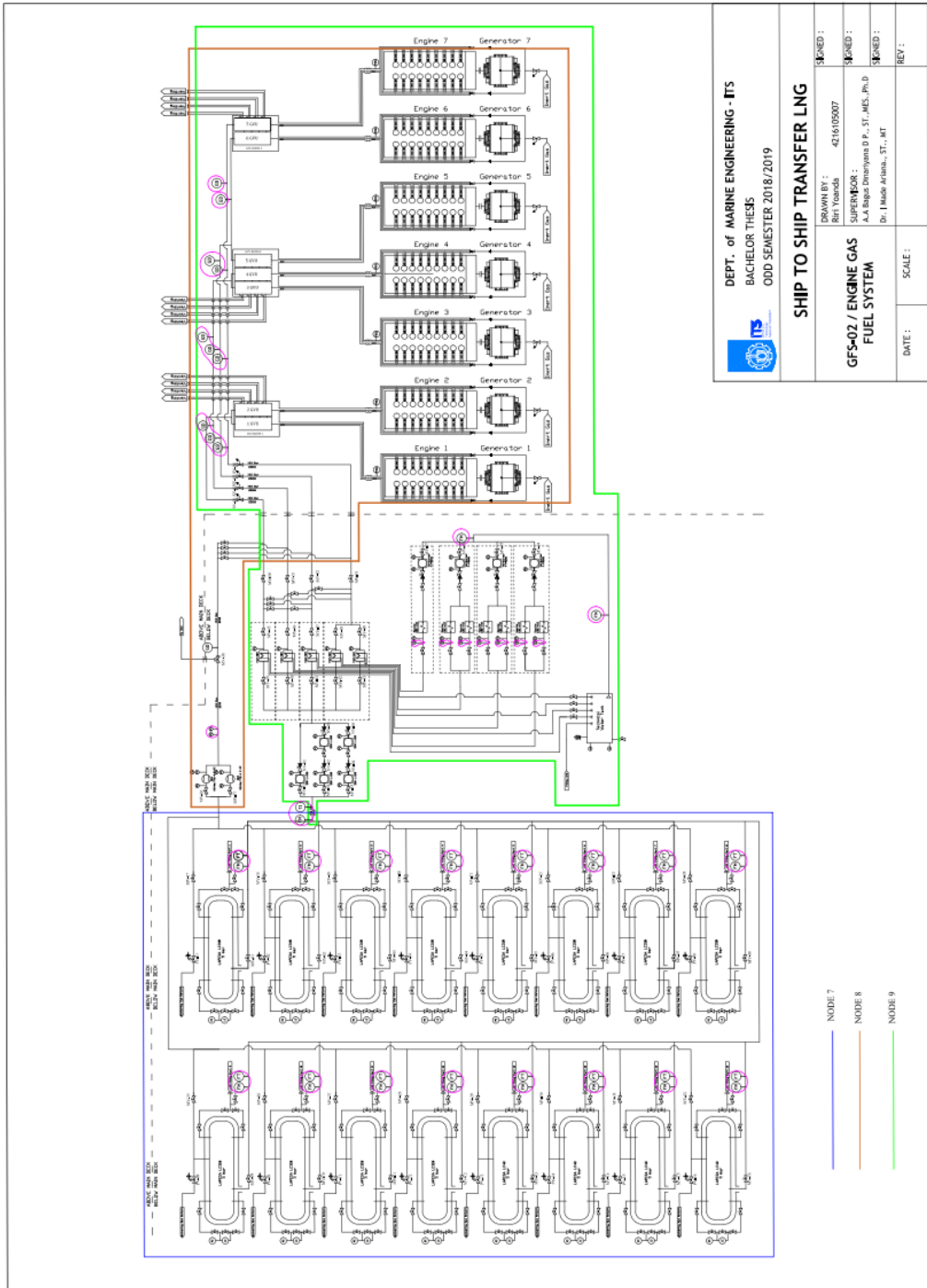
- b. Node 2, Proses *transferring system*
Pada node 2 ini merupakan proses transferring sistem dari manifold LNG Bunker Vessel menuju manifold Pembangkit Tenaga Listrik Terapung yang dihubungkan menggunakan flexible hose
- c. Node 3
Pada node 3 ini LNG yang sudah dipompa dan dialirkan dari LNG Bunker Vessel menuju tangki storage 1-7 di Pembangkit Tenaga Listrik Terapung dengan menggunakan Flexible hose . Pembangkit Tenaga Listrik Terapung memiliki pipa berjenis insulataed pipe untuk menjaga fase LNG agar tetap dalam fase cair. Komponen yang terdapat pada node 3 ini antara lain manual valve, pressure valve, pneumatic valve, insulated pipe.
- d. Node 4
Pada node 1 ini sistem yang dibahas tentang proses discharge LNG dari LNG storage tank pada Bunker Vessel di pompa dengan CP-02 dan dialirkan ke flexible hose. Pada bagian ini terdapat 2 jalur, hal ini dilakukan untuk mengurangi kemungkinan gagalnya komponen yang menyebabkan terganggunya proses aliran LNG. Sebelum LNG dialirkan menuju flexible hose LNG akan melewati insulated pipe agar suhu LNG tetap berada pada -162°C sehingga LNG tidak berubah fase menjadi gas.
- e. Node 5, Proses *transferring system*
Pada node 2 ini merupakan proses transferring sistem dari manifold LNG Bunker Vessel menuju manifold Pembangkit Tenaga Listrik Terapung yang dihubungkan menggunakan flexible hose. Komponen yang terdapat pada node ini flexible hose.
- f. Node 6
Pada node 3 ini LNG yang sudah dipompa dan dialirkan dari LNG Bunker Vessel menuju tangki storage 8-14 di Pembangkit Tenaga Listrik Terapung dengan menggunakan Flexible hose . Pembangkit Tenaga Listrik Terapung memiliki pipa berjenis insulataed pipe untuk menjaga fase LNG agar tetap dalam fase cair. Komponen yang terdapat pada node 3 ini antara lain manual valve, pressure valve, pneumatic valve, insulated pipe.
- g. Node 7
Pada node ini, mengidentifikasi bagaimana suplai LNG menuju manifold keluaran menuju pompa untuk dialirkan ke engine. Terdapat 16 tangki LNG dengan tekanan 5 bar setiap tangkinya.
- h. Node 8
Pada node ini, mengidentifikasi suplai BOG menggunakan compressor hingga ke engine
- i. Node 9
Pada node 9 ini komponen dan sistem yang di identifikasi adalah sistem suplai Natural Gas dari manifold menuju engine dengan kelengkapan equipment seperti vaporizer untuk memvaporize liquid menjadi NG yang mana panas yang didapatkan dari vaporizer berasal dari economizer sehingga pada node ini terdapat komponen yaitu High pressure pump (HP-01) , LP-01, LP-02 serta economizer, vaporizer hingga suplai NG menuju engine.



Gambar 4.4 Pembagian Node 1,2 dan 3 pada sistem STS



Gambar 4.4 Pembagian Node 4,5 dan 6 pada sistem STS



Gambar 4.5 Pembagian Node 8,7 dan 9 pada P&ID Engine Suplai Sistem

Setelah melakukan pembagian node kemudian di lanjutkan dengan pengerjaan worksheet HAZOP dimana terdiri dari *node*, *deviation*, *possible causes*, *consequences*,

safeguard, comments dan recommendations. Dibawah ini merupakan hasil worksheet dari identifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada node I dengan metode HAZOP sedangkan worksheet node lainnya bias dilihat pada lampiran B.

Drawing No. :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG		Design Pressure : 5 Bar		Operating Pressure : 3.5 Bar		Temperature : -162 C
		Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)		Destination: Manifold 1				
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	NV-01, NV-02 Blocked & FV-02, FV-03 Blockage	No LNG supply into insulated piping until the flexible hose	install the flow metre and flow transmitter after valve NV-01, FV-02, NV-02, FV-03	Situation is not acceptable	Visual check is a must before operate	Discharge location
2	NO	NO FLOW (Gas Return)	1. PV-02 Blocked 2. MV-01 Close	No Gas return into bunker vessel Supply LNG for discharge system disruption	None Shown	Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging, install the flow transmitter	Discharge location
3	MORE	MORE TEMPERATURE	External Heat	Liquid will be change to gas phase	Insert the temperature indicator (TI)	Situation is not acceptable	Visual check for all equipment is mandatory and system especially routine check the	Discharge location
4	MORE	MORE PRESSURE	Uncontrol evaporation	pipe rupture because overpressure and leads jet fire, explosion, etc	Insert the safety valve, pressure indicator and pressure transmitter, and insert gas detector	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT	Discharge location

Gambar 4.6 Hazop worksheet Node 1

Study Title: Node 1										Sheet: 2 of 3	
GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7										Date:	
Part Considered: Discharge System											
Design Intent: Material: LNG											
Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)										Temperature : -162 C	
No.		Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To		
5	Reserve		Reverse Flow	Receiver tank for the reverse flow (LNG storage tank) will get maximum capacity	Cause reverse flow will damaged the equipment	Overflow valve (use for reverse LNG)	Situation Acceptable	install the overflow (OV-01)	Discharge location		
			As well as contamination	uncomplete inerting gas system and purging	if there is flammable gas remaining, it will increase the potential of explosion	Gas Chromatograph	Situation is not acceptable	Re-Check after inerting and purging and check the contain	Discharge Location System		
6	As Well As			the presence of the other gases in lng system	and if the other gas is non-flammable it will be decrease the quality of LNG			Visual check is a must before operate			
				Valve PV-01 failed to close	decrease the amount transfer lng to receiver tank						
7	As Well As		As well as Corrosion	Too much contain of water , sourgas (H2S) and oxygen in pipe line	Corrosion lead the leakage after that explosion, jet fire, flash fire or gas dispersion will happen	Do completely N2 inert process , Integrity Piping	Situation not acceptable	Coating Protection, Mandatory to check the thickness of pipe continuously	Discharge location		

Gambar 4.7 Hazop worksheet Node 1 lanjutan worksheet sebelumnya

Study Title: Node 1										Sheet: 3 of 3	
Drawing No : GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7										Date:	
Part Considered: Discharge System											
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Manifold 1		Design Pressure : 5 Bar		Temperature : -162 C			
		Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)									
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To			
8	Other Than	other than destination	leakage due to pipe rupture before the lng reach the destination	environmental effect and lead to jet fire, Flash Fire.Explosion and gas dispersion	Flow Sensor	Situation not acceptable	located the flow sensor for trip as close as possible to the manifold		Discharge location		
					Integrity Pipe						
9	Less	Less Flow	LNG Pump failed to operate	Less LNG flow to manifold 1	None Shown	Situation Not Acceptable	Do the maintenance and inspection periodically				
10	Late	Late Fire Suppressor	Gas detector fail to detect gas release	lead to gas dispersion, jet fire, flash fire	None Shown	Situation Not Acceptable	Periodically Check the instrument				
11	No	No Flow (N2 Gas in LNG Bunker Vessel)	Valve MV-09, MV-10, MV-11, MV-12 Blocked	No N2 Gas supply, Inerting gas process interrupt, if there is a interrupt inerting process possible there is a flammable gas will lead the explosion	Insert flow meter	Situation not acceptable	Routine check the valve and inspect the instrument device function				

Gambar 4.8 Hazop worksheet Node 1 lanjutan worksheet sebelumnya

4.3.3 Deviasi Sistem

Deviasi merupakan gabungan dari *guide words* dengan parameter proses. Dimana parameters proses menjadi ukuran untuk mengetahui kondisi sistem. Berikut merupakan contoh dari parameter seperti tekanan, suhu, aliran dan lainnya. Guide wordsnya sendiri adalah batasan penyimpangannya seperti *No, more, less, as well as* dan lainnya.

4.3.4 Cause dan Consequences

Cause (penyebab kejadian) dan *consequences* memiliki keterkaitan satu sama lain. Setelah melakukan step deviasi dapat diketahui penyebab terjadinya dari deviasi sistem tersebut. Setelah itu kita dapat mengetahui konsekuensi dari penyebab yang kita ketahui. Sebagai contoh pada sebuah sistem terdapat deviasi *No Flow*. Hal ini terjadi dikarenakan pompa rusak tidak dapat memompa LNG sehingga tidak adanya suplai LNG ke *flexible hose* atau terjadinya kebocoran pada pompa yang menyebabkan gas release dan apabila terdapat *ignition* maka dapat terjadi ledakan atau kebakaran.

4.3.5 Safeguards

Safeguard adalah sebuah komponen atau alat untuk memastikan sistem tersebut berjalan sesuai. Contoh safeguard dalam sistem adalah *pressure indicator, emergency shutdown* dan *temperature indicator, gas detector, fire alarm* dan lainnya.

4.3.6 Comments and Action Required

Comments merupakan sebuah tanggapan apabila konsekuensi terjadi hal itu dapat diterima atau tidak. Sedangkan *action required* terdiri dari saran untuk menyikapi sebuah konsekuensi yang terjadi. Misal dengan melakukan penggantian komponen pada suatu sistem.

4.4 Skenario yang mungkin terjadi pada sebuah sistem

Setelah mengidentifikasi bahaya menggunakan metode HAZOP, dilakukan identifikasi pada skenario konsekuensi yang dapat terjadi pada *Ship-to-ship* LNG Transfer serta *Engine fuel system* dan dapat ditampilkan pada tabel *Compatibility Matrix* seperti dibawah ini.

Tabel 4. 1 *Compatibility matrix* skenario kejadian pada proses STS dan suplai gas ke engine

Node	Konsekuensi				
	Jet Fire	Flash Fire	Gas Dispersion	BLEEVE	Explosion
1 & 4	YES	YES	YES	NO	NO
2 & 5	YES	YES	YES	NO	NO
3 & 6	YES	YES	YES	NO	NO
7	YES	YES	YES	YES	YES
8	YES	YES	YES	NO	NO
9	YES	YES	YES	NO	NO

Tabel 4.1 mendeskripsikan bahwa terjadinya BLEEVE dan *Explosion* hanya dapat terjadi pada node 7. Node 7 menggambarkan lokasi peletakan LNG *Storage tank* dimana lokasi tersebut berada pada sebuah *containment* tertutup di bawah geladak utama.

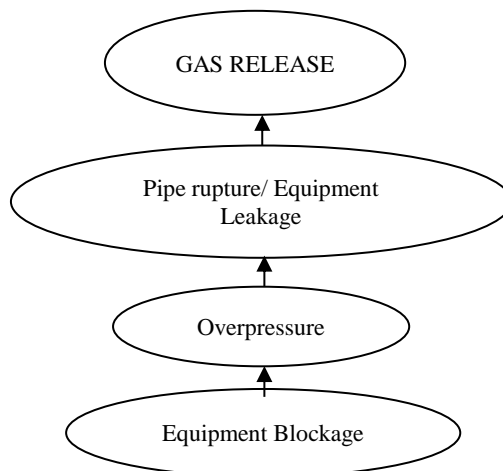
Sehingga jika terjadinya kebocoran di sekeliling LNG *storage tank area* akan menimbulkan *explosion*. Namun BLEEVE juga dapat terjadi tapi kemungkinannya sangat kecil sekali sehingga tidak dilakukan analisa lanjut. Hal ini disebabkan karena BLEEVE terjadi pada saat pecahnya bejana atau tangki bertekanan dikarenakan paparan panas dari luar. Berikut terdapat 3 syarat dalam terjadinya BLEVE yaitu :

- Terdapat 2 fase dalam tangki LNG yaitu cair dan gas.
- Temperatur pada tangki meningkat pada kisaran 37.8°C pada tekanan 2.76 bar (40 psia) sehingga terbentuk *vapour*.
- Temperatur lingkungan lebih panas dari 37.8° C, baik disebabkan oleh peningkatan suhu secara natural ataupun terdapat komponen yang mengeluarkan panas yang berdekatan dengan tangki (Aliyah, 2014)

Sedangkan syarat terjadinya *explosion* yaitu dimana sebuah pipa atau komponen tersebut dalam kondisi terpendam ataupun containment tertutup seperti LNG, *storage tank* yang terletak pada *containment* tertutup dibawah geladak utama.

4.5 Analisa Frekuensi

Analisis frekuensi merupakan salah satu langkah kajian risiko yang digunakan untuk mengidentifikasi kemungkinan sistem komponen gagal sehingga kegagalan komponen dapat mengarah ke peristiwa berbahaya atau kegagalan sebuah sistem. Proses analisis frekuensi melibatkan dua jenis metode faktor probabilitas yang merupakan *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*. *Fault Tree Analysis* akan mengidentifikasi setiap kegagalan individual komponen frekuensi yang dapat berkontribusi pada kegagalan sistem di setiap node yang telah ditentukan. Nilai kegagalan (*Failure Rate*) setiap komponen. *Even tree analysis* berfungsi untuk mendapatkan nilai kemungkinan setiap initiating event dan akan berubah menjadi sebuah konsekuensi seperti *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Gas dispersion* dan lainnya. Untuk mendapatkan *initiating event* pada setiap node hal yang harus dilakukan adalah membuat skenario tentang gas release ke atmosfer. Skenario yang direncanakan adalah sebagai berikut .



Gambar 4.9 Skenario Kejadian

Pada Tabel 4.2-4.10 menampilkan nilai frekuensi kegagalan komponen per tahun dengan berbagai macam ukuran kebocoran. Nilai frekuensi kegagalan ini didapatkan dari sumber spesifik data kegagalan fasilitas serupa pada kasus lain. Pada pengerjaan tugas akhir ini frekuensi kegagalan komponen diambil dari *DNV Failure Frequencies Guidelines* serta OGP(*Oil and Gas Procedure*) .

Tabel 4. 2 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 1 per tahun

No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	FV-01	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
2	FV-02	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
3	FV-03	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
4	PV-01	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
6	PV-02	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
7	OV-01	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
8	MV-01 s/d MV-18	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
9	NV-01 s/d NV-03	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
10	RT-01		6"	1.0E-07	1.0E-07	1.0E-07
11	Process Pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06
12	CP-01	Centrifugal Pump	6"	1.43E-03	4.97E-04	8.41E-05

Tabel 4. 3 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 2 per tahun

No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	ESD	Safety Instrument	6"	2.65E-06	2.65E-06	2.65E-06
2	Process pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06
3	Hose & Couplings	STS Equipment	6"	1.2E-07	1.2E-07	1.2E-07

Tabel 4. 4 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 3 per tahun

No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	MV-19 s/d MV-23	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
2	NV-04 s/d NV-10	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
3	PV-03 s/d PV-10	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
4	HV-01 s/d HV-14	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06

5	Process Pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06
Tabel 4. 5 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 4 per tahun						
No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	FV-04	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
2	FV-05	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
	FV-06	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
3	PV-11	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
4	PV-12	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
5	OV-02	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
6	MV-24 s/d MV-41	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
7	NV-11 s/d NV-13	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
8	RT-02		6"	1.0E-07	1.0E-07	1.0E-07
9	Process Pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06
10	CP-02	Centrifugal Pump	6"	1.43E-03	4.97E-04	8.41E-05

Tabel 4. 6 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 5 per tahun

No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	ESD	Safety Instrument	6"	2.65E-06	2.65E-06	2.65E-06
2	Process pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06
3	Hose & Couplings	STS Equipment	6"	1.2E-07	1.2E-07	1.2E-07

Tabel 4. 7 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 6 per tahun

No	Equipment		Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	MV-42 s/d MV-46	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
2	NV-14 s/d NV-20	Manual	6"	3.03E-05	1.34E-05	2.94E-06
3	PV-14 s/d PV-20	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
4	HV-15 s/d HV-28	Actuated	6"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
5	Process Pipe		6"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06

Tabel 4. 8 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 7 per tahun

No	Equipment	Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	LNG Storage tank	4"	1.0E-07	1.0E-07	1.0E-07
2	MV-01 s/d MV-32 Manual	4"	2.54E-05	1.12E-05	5.17E-06
3	PV-01s/d PV-16 Actuated	4"	1.70E-04	5.07E-05	2.03E-05
4	Process Pipe	4"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06

Tabel 4. 9 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 8 per tahun

No	Equipment	Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	MV-36 s/d MV-38 Manual	4"	2.54E-05	1.12E-05	5.17E-06
2	SV-01 s/d SV-04 Actuated	4"	1.70E-04	5.07E-05	2.03E-05
3	Compressor 01 Centrifugal Compressor	4"	2.32E-03	9.69E-04	3.31E-04
4	Process Pipe	4"	1.85E-05	6.33E-06	4.58E-06

Tabel 4. 10 Frekuensi Kegagalan Komponen pada Node 9 per tahun

No	Equipment	Size	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	Low pump 01 & 02 Centrifugal Pump	4"	1.43E-03	4.97E-04	1.27E-04
2	High Pump 01 Centrifugal Pump	4"	1.43E-03	4.97E-04	1.27E-04
3	Economizer	4"	1.72E-04	5.12E-05	7.29E-06
4	Process Pipe	4"	1.49E-05	5.10E-06	8.50E-06

4.5.1 Fault Tree Analysis

FTA berorientasi pada fungsi atau yang lebih dikenal dengan “*top down approach*” karena analisa ini berawal dari sistem level (top) dan meneruskannya ke bawah (Priyanta, 2000). *Fault Tree Analysis* berfungsi sebagai metode dalam perhitungan frekuensi kegagalan dengan top event adalah Bocornya gas dari pipa di sistem STS LNG transfer. Perhitungan frekuensi dalam penelitian ini menggunakan bantuan software Relex 2009. Relex 2009 adalah perangkat lunak yang dapat mempermudah perhitungan dengan bantuan logical gate. Pada umumnya perhitungan FTA menggunakan 2 jenis *logical gate*, yaitu “AND” dan “OR”. *Logical gate* inilah yang akan menghubungkan *top event* hingga *basic event* sehingga nilai frekuensi kegagalan bisa didapatkan. Analisa FTA sangat erat kaitannya dengan penggunaan gerbang logika “and” atau “or”. Berikut adalah penjelasan mengenai hal tersebut :

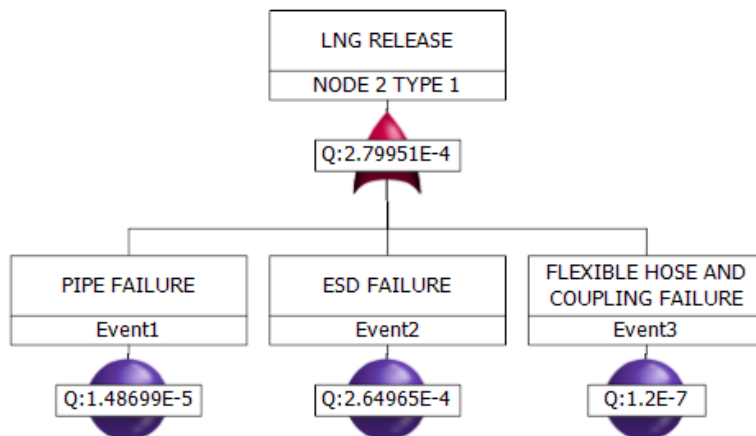
Logika “and”, dipergunakan untuk komponen-komponen yang bekerja seolah sistem tersebut dirangkai secara paralel. Sistem akan gagal apabila semua komponen gagal. Dan dirumuskan sebagai berikut :

$$P(AnB) = P(A) \times P(B)$$

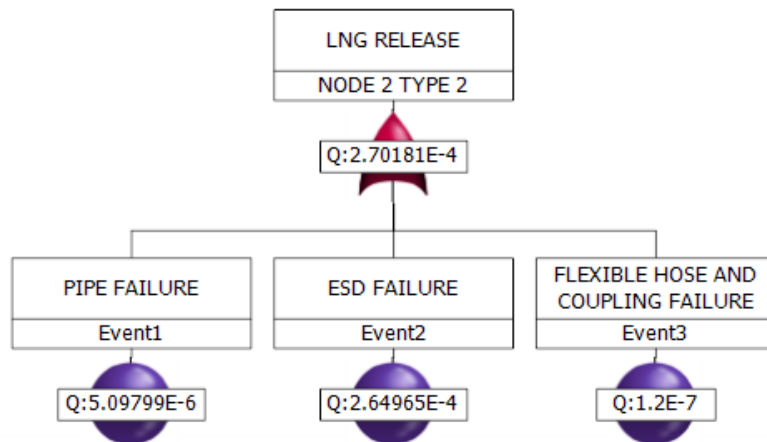
Logika “or”, dipergunakan untuk komponen-komponen yang bekerja seolah sistem tersebut dirangkai secara seri. Sistem akan gagal apabila salah satu komponen saja gagal. Dan dirumuskan sebagai berikut :

$$P(AUB) = P(A) + P(B) - P(AnB)$$

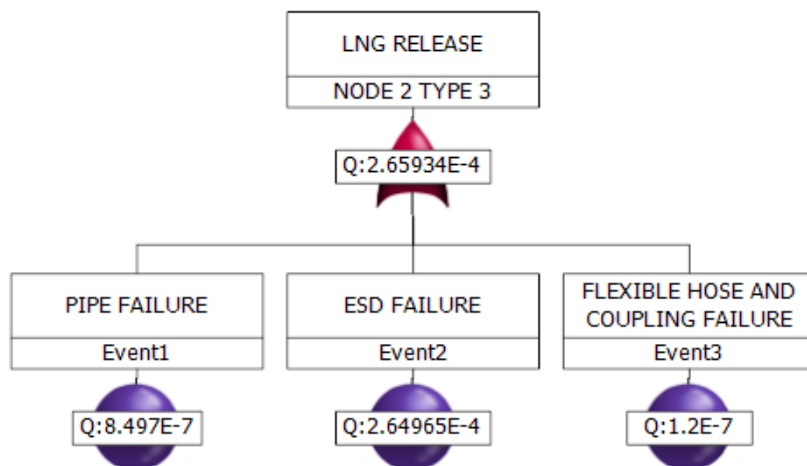
Berikut adalah proses pengerjaan FTA dengan menggunakan perangkat lunak Relex 2009 .



Gambar 4.10 *Fault Tree Analysis* pada Node 2 (hole 3-10 mm) dengan menggunakan Relex 2009



Gambar 4.10 Fault Tree Analysis pada Node 2 (hole 10-50 mm) dengan menggunakan Relex 2009



Gambar 4.11 Fault Tree Analysis pada Node 2 (hole 50-150 mm) dengan menggunakan Relex 2009

4.5.1.1 Rekapitulasi hasil dari Fault Tree Analysis

Hasil dari frekuensi kegagalan dari setiap ukuran diameter *bore* kebocoran dapat dilihat pada tabel 4.11

Tabel 4. 11 Rekapitulasi hasil Fault Tree Analysis

Node	Top Event (Skenario)	Failure Frequency		
		3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm
1	Gas release	2.02E-04	6.46E-05	1.02E-05
2	Gas release	2.80E-04	2.70E-04	2.66E-04
3	Gas release	0.001093	0.001167	1.74E-04
4	Gas release	2.02E-04	6.46E-05	1.02E-05
5	Gas release	2.80E-04	2.70E-04	2.66E-04
6	Gas release	0.001093	0.001167	1.74E-04
7	Gas release	4.86E-04	3.43E-04	4.86E-05
8	Gas release	5.50E-04	0.001107	3.61E-04
9	Gas release	3.64E-03	0.004249	1.88E-03

4.5.2 Event Tree Analysis

Event tree analysis merupakan suatu metode untuk menghitung frekuensi kemungkinan yang akan terjadi dan akan menimbulkan sebuah konsekuensi pada sebuah proses. Metode ini bermula dengan menganalisa sebuah initial event pada sebuah kondisi tertentu. Pada tugas akhir ini *gas release* dinyatakan sebagai initial event dalam perhitungan *Event tree Analysis*. Nilai *gas release* didapatkan dari hasil perhitungan Fault tree analysis. *Gas release* akan dapat berkembang menjadi ledakan atau api dikarenakan adanya sebuah *ignition probability* dimana untuk mengetahui nilai *ignition probability* harus dilakukan perhitungan *flow release* untuk mengetahui berapa massa aliran yang terbuang jika terjadi kebocoran pada suatu equipment. Setelah *flow release* diketahui nilai *ignition* dapat diketahui. Nilai *ignition probability* didapat dengan menggunakan database yang ada pada OGP (*Oil and Gas Producers*). Pada perhitungan *flow release* terdapat parameter diameter yang mana pada skenario ini ada tiga jenis ukuran diameter yaitu 3-10 mm, 10-50 mm dan 50-150 m. Dari ketiga jenis ukuran diameter tersebut diambil kisaran nilai diameter yang terbesar misal pada diameter 10-50 mm nilai yang diambil untuk perhitungan *flow release* adalah 50 mm. Berikut rumus yang digunakan untuk perhitungan *flow release* yang megacu pada standar DNV, 2014 :

$$Q_g = C_d A p_o \sqrt{\frac{m\gamma}{RT_o} \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}}$$

(4.1)

Dimana ;

Q_g : Initial gas release rate (kg/s)

P_o : Initial Pressure of gas (N/m²)

C_D : Discharge Coefficient

M : Molecular weight of gas

A : Hole Area (m²)

γ : Ratio of specific heats

R : Universal gas constant = 8314 J/kg mol K

T_o : Initial temperature of gas (K)

Dengan memperkirakan Gauge pressure untuk substitusi tekanan absolut maka $\gamma = 1.31$, $C_D = 0.85$ dan mengkonversi satuan tekanan menjadi bar dan satuan diameter (mm) maka rumus yang digunakan untuk perhitungan gas release menjadi sebagai berikut :

$$Qg = 1.4 \times 10^{-2} \times d^2 \sqrt{\rho_g P_g} \quad (4.2)$$

Dimana :

Q_g : Initial gas release rate (kg/s)

ρ_g : Initial density of gas (kg/m³)

P_g : Initial pressure of gas (bar gauge)

d^2 : diameter of the hole (mm)

Untuk menghitung gas release berdasarkan massa jenis LNG yaitu 340 kg/m³ dan operating pressure LNG storage tank sebesar 4.5 Bar. Berikut tabel 4.12 merupakan hasil dari massa gas release pada setiap jenis diameter bore. Berikut merupakan contoh perhitungan massa gas release pada hole diameter 50 mm .

$$\begin{aligned} Qg &= 1.4 \times 10^{-2} \times d^2 \sqrt{\rho_g P_g} \\ &= 1.4 \times 10^{-2} \times 50^2 \sqrt{430 \times 4.5} \\ &= 9.238E-01 \end{aligned}$$

Tabel 4. 12 Rekapitulasi hasil massa gas release pada setiap diameter bore

No	Hole Diameter (mm)	Density of LNG (Kg/m ³)	Pg (Bar)	Mass of Gas Release at higher of hole (Kg/s)
1	10	430	4.5	9.238E-01
2	50	430	4.5	2.309E+01
3	150	430	4.5	2.078E+01

Maka, nilai masa aliran yang terbangun ketika terjadi kebocoran berdiameter 10 mm sebesar 9.238E-01 kg/s, kebocoran berdiameter 50 mm sebesar 23.094 kg/s, dan kebocoran berdiameter 150 mm sebesar 207.846 kg/s. Kemudian dari massa gas release yang telah di dapatkan itu digunakan untuk mengetahui nilai ignition probability berdasarkan OGP (Oil Gas and Producers) sesuai pada tabel 4.17 dibawah ini.

Tabel 4. 13 Ignition Probability (Oil and Gas Procedures, 2013)

Release Rate (Kg/s)	Ignition Probability
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0019
1	0.0025
2	0.0050

5	0.0125
---	--------

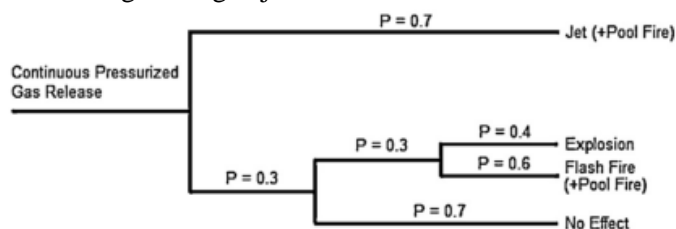
Tabel 4. 14 Ignition Probability (Oil and Gas Procedures, 2013) (lanjutan)

Release Rate (Kg/s)	Ignition Probability
10	0.0250
20	0.0500
50	0.1250
100	0.2500
200	0.5000
500	0.6500
1000	0.6500

(Source : OGP Ignition Probability)

Pada *Even Tree Analysis* terdapat 2 bagian identifikasi yaitu ignition dan no ignition. Untuk kondisi ignition terbagi lagi atas dua parameter yang akan memicu terjadinya suatu event yaitu immediate ignition dan delayed ignition. *Immediate ignition* akan menimbulkan sebuah peluang kejadian yang bernama *Jet Fire*, sedangkan untuk *delayed ignition* akan menimbulkan peluang terjadinya *Flash Fire* dan *explosion*. Namun pada kasus ini nilai frekuensi explosion hanya ada pada node yang merujuk terjadinya *explosion*.

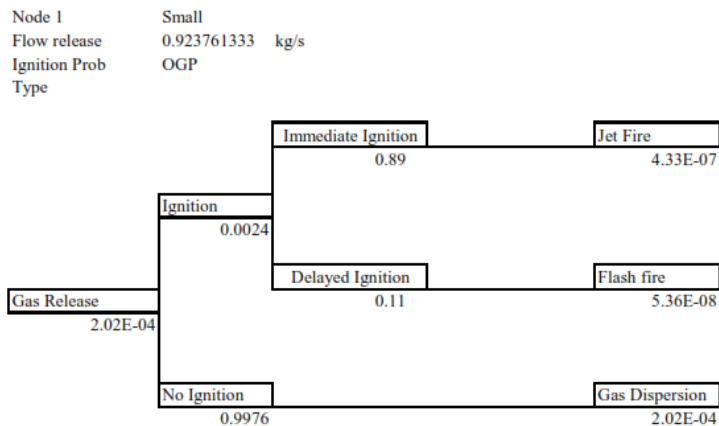
Nilai dari peluang masing masing kejadian di dapatkan melalui Oil Gas Producere, 2013 untuk nilai *delayed ignition*. Selanjutnya nilai peluang pada *explosion* didasari oleh data statistik dari sebuah paper yang mana terdapat analisa objek yang sesuai dengan objek kajian pada tugas akhir ini sehingga nilai peluang dari konsekuensi *jet fire*, *flash fire*, *explosion* dapat digunakan pada perhitungan even tree analysis. Gambar 4.12 di bawah ini mendeskripsikan perhitungan analisa frekuensi menggunakan metode ETA yang mana terdapat 4 peluang kejadian dengan nilai peluang dari masing masing kejadian tersebut.



Gambar 4.12 Schematic Perhitungan frekuensi menggunakan metode Event Tree Analysis
 Sumber : (Esteban J. Bernechea, Josep Arnaldos, 2014)

4.5.2.1 Rekapitulasi hasil dari Event Tree Analysis

Setelah dilakukan perhitungan frekuensi dengan menggunakan metode event tree analysis dimana terdapat hasil nilai frekuensi dari tiga skenario kejadian yaitu *jet Fire*, *flash Fire*, *gas dispersion* dan *explosion* yang akan di tampilkan pada tabel 4.19 dibawah ini.



Gambar 4.13 Event Tree Analysis Node 1 Small bore

Pada Gambar 4.13 merupakan contoh perhitungan analisa frekuensi dengan menggunakan metode ETA dengan skenario kebocoran 10 mm dan perhitungan frekuensi ini dilakukan pada node 1 yang tidak mengandung *containment* tertutup yang dapat menyebabkan *explosion*. Perhitungan nilai frekuensi dilakukan dengan menggunakan nilai peluang suatu kejadian sesuai standarisasi yang telah disebutkan sebelumnya.

Apabila perhitungan frekuensi dilakukan pada sebuah *containment* tertutup maka visualisasi dari penggambaran *event tree analysis* beserta nilai peluang suatu kejadian dapat dilihat pada gambar 4.14 dibawah ini.

Tabel 4. 15 Rekapitulasi hasil Event Tree Analysis

Node	Hole Diameter (mm)	Skenario Frequencies			
		Jet Fire	Flash Fire	Gas Dispersion	Explosion
1	10 mm	4.33E-07	5.36E-08	2.02E-04	-
	50 mm	3.32E-06	4.10E-07	6.08E-05	-
	150 mm	4.59E-06	5.67E-07	5.07E-06	-
2	10 mm	6.00E-07	7.42E-08	2.79E-04	-
	50 mm	1.39E-05	1.72E-06	2.55E-04	-
	150 mm	1.19E-04	1.47E-05	1.32E-04	-
3	10 mm	2.34E-06	2.34E-06	1.09E-03	-
	50 mm	6.00E-05	7.41E-06	1.10E-03	-
	150 mm	7.79E-05	9.63E-06	8.62E-05	-
4	10 mm	4.33E-07	5.36E-08	2.02E-04	-
	50 mm	3.32E-06	4.10E-07	6.08E-05	-
	150 mm	4.59E-06	5.67E-07	5.07E-06	-
5	10 mm	6.00E-07	7.42E-08	2.79E-04	-
	50 mm	1.39E-05	1.72E-06	2.55E-04	-

6	150 mm	1.19E-04	1.47E-05	1.32E-04	-
	10 mm	2.34E-06	2.90E-07	1.09E-03	-
	50 mm	6.00E-05	7.41E-06	1.10E-03	-
7	150 mm	7.79E-05	9.63E-06	8.62E-05	-
	10 mm	1.04E-06	7.73E-08	4.85E-04	5.15E-08
	50 mm	1.72E-05	1.27E-06	3.15E-04	8.48E-07
8	150 mm	2.18E-05	1.62E-06	2.41E-05	1.08E-06
	10 mm	1.18E-06	1.46E-07	5.49E-04	-
	50 mm	5.69E-05	7.03E-06	1.04E-03	-
9	150 mm	1.62E-04	2.00E-05	1.79E-04	-
	10 mm	7.80E-06	9.64E-07	3.63E-03	-
	50 mm	2.18E-04	2.70E-05	4.00E-03	-
	150 mm	8.42E-04	1.04E-04	9.31E-04	-

4.6 Analisa Konsekuensi

Analisa konsekuensi merupakan salah satu metode dari proses penilaian risiko yang digunakan untuk mengetahui jumlah korban yang terdampak akibat sebuah kejadian dalam area tersebut. Setelah di dapatkan nilai frekuensi dari masing masing skenario kejadian kemudian dilanjutkan dengan melakukan pemodelan api (*Fire modelling*) dengan *software* untuk memperlihatkan api yang akan berdampak pada sebuah fasilitas atau lokasi dengan parameter tertentu. Langkah pertama yang dilakukan yaitu mengetahui skenario yang dapat terjadi yang mana hal ini sudah dijabarkan pada metode HAZOP. Langkah kedua yaitu menentukan letak *receiver* dan menentukan titik potensi pada sebuah *receiver* yang akan di analisa.

4.6.1 Penentuan Receiver

Penentuan *receiver* dilakukan untuk menentukan letak titik potensi yang digunakan untuk melakukan pemodelan konsekuensi. Hal ini dilakukan karena cakupan area yang terlalu besar apabila hanya menggunakan node sebelumnya. Sehingga digunakan titik agar dapat mengetahui jumlah pekerja pada sebuah titik tersebut yang nantinya akan menjadi parameter untuk menentukan fatalitas dari dampak bahaya. Berikut akan dijelaskan pada tabel 4.15 *receiver* dan jumlah pekerja pada sebuah titik lokasi.

Tabel 4. 16 *Receiver dan Worker*

Receiver	Location	Node	Worker
1	LNG Vessel	1,4	16
2	STS Area (Manifold I , Flexible Hose & Manifold 2	2,3,5,6	6
3	Bunkering Control room	1,2,3,5,6	1
4	Storage tank area on Floating Power Plant (Lapesa LC40 , Lapesa LC318)	7	10
5	Engine Room Area	8,9	12

4.6.2 Fire modelling

Fire modelling menggambarkan simulasi terhadap persebaran panas, kadar gas, api, maupun *overpressure* yang terjadi ketika skenario bahaya berlangsung. Simulasi ini dilakukan pada ketiga skenario bahaya dan tiga skenario kebocoran. Sehingga dari masing-masing skenario lubang kebocoran dapat diketahui seberapa banyak receiver yang terdampak yang kemudian menjadi hasil dari analisa konsekuensi. Parameter yang di input pada *software* ini secara umum adalah kondisi landscape fasilitas, jenis material, sumber kebocoran, ukuran kebocoran, kondisi lingkungan seperti suhu udara, kecepatan angin, kelembaban dan lainnya. Terdapat berbagai macam parameter yang di input pada *software* seperti jenis material, arah angin, kecepatan angin, cuaca, skenario kebocoran dan lainnya. Hal tersebut digunakan untuk mendapatkan visualisasi dari *fire modelling* hasil dari titik pada *receiver* yang dianalisa.

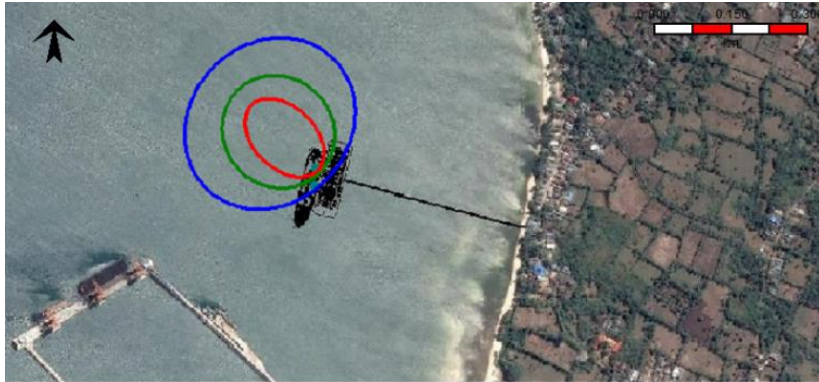
4.6.3 Jet Fire

Jet Fire merupakan bahaya yang dapat terjadi ketika adanya kebocoran yang muncul dari masing masing pipa atau *equipment*. *Jet Fire* terjadi apabila bahan bakar atau media yang dilepaskan dalam fase gas dan memiliki tekanan yang tinggi. *Jet fire* dapat mengakibatkan beberapa kerusakan parah disekitar lokasi kejadian ataupun bisa juga menyebabkan kematian. *Fire modelling* pada skenario *jet fire* ini dilakukan pada 3 skenario kebocoran yaitu leak 10 mm, leak 50 mm, dan leak 150 mm. Penentuan variasi lubang kebocoran akan menghasilkan seberapa besar radiasi panas yang akan terjadi dan dampak yang diterima oleh *receiver*. *Fire modelling* ini dilakukan pada beberapa titik pada proses shop to ship transfer dan pada *floating power plant*. Pada analisa *jet fire parameter* radiasi panas yang digunakan adalah berdasarkan *Level Of Concern (LOC)* pada *Risk-Informed, Performance-Based, Industrial Fire Protection Hand Book*. *Level of Concern* terbagi atas 3 yaitu paparan panas pada 4 kW/m², 12.5 kW/m² dan 37.5 kW/m² dengan keterangan lebih lanjut pada tabel 4.16 dibawah ini.

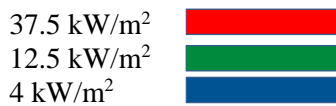
Tabel 4. 17 *Radiant Heat (Thomas F Barry)*

Radiant Heat (kW/m ²)	Human Exposure Limit
4.0	Sufficient to cause pain to personnel if unable to reach cover within 20s. However blistering of skin
12.5	1% Lethality in 1 minute first degree burn in 10s.
37.5	100% lethality in 1 min , 1% lethality in 10s.

Gambaran visualisasi terhadap analisa konsekuensi *Jet Fire* pada area *ship-to-ship transfer* dengan skenario lubang kebocoran 150 mm dan terdapat 3 radiasi intensitas dapat dilihat pada gambar 4.14 .



Gambar 4.14 Analisa konsekuensi *Jet Fire* pada skenario *Leak bore* 150 mm pada siang hari



Berikut merupakan rekapitulasi hasil analisa fire modelling dengan menggunakan *software* dengan menggunakan dua skenario. Skenario pertama, *fire modelling* dilakukan dengan kondisi cuaca cerah dan arah angin bertiup ke barat sekitar 134° . Kondisi *temperature* adalah 32° Celcius dengan kecepatan angin 16 Knots terhadap titik *receiver* dan rekapitulasi hasil pemodelan *jet fire* dengan skenario pertama dapat dilihat pada tabel 4.17. Tabel ini menunjukkan hasil dari kebocoran dengan skenario diameter yang berbeda serta paparan panas api yang terdampak pada sebuah *receiver* dengan parameter *level of concern* yang sudah ditentukan dengan masing masing jumlah pekerja yang ada pada setiap *receiver*.

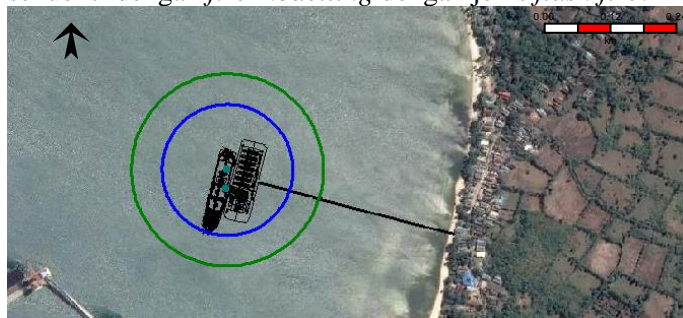
Tabel 4. 18 Hasil analisa konsekuensi *Jet Fire*

Receiving Locations	People	Node	Bore Skenario (mm)	Jet Fire		
				4 kW/m ²	12.5 kW/m ²	37.5 kW/m ²
LNG Vessel	16	1,4	Leak 10 mm	25.51	20.06	16.5
			Leak 50 mm	107.79	83.71	68.71
			Leak 150 mm	285.23	219.48	179.15
STS Area I (Manifold 1 & Flexible Hose & Manifold 2)	6	2,3,5,6	Leak 10 mm	25.02	19.63	16.12
			Leak 50 mm	106.51	82.25	67.41
			Leak 150 mm	281.29	216.14	176.18
Bunkering Control Room	1	1	Leak 10 mm	25.02	19.63	16.12

Storage tank area Lapesa LC40	14	7	Leak 50 mm	106.51	82.25	67.41
			Leak 150 mm	281.29	216.14	176.18
			Leak 10 mm	24.81	19.42	15.94
			Leak 50 mm	105.7	81.84	67.02
			Leak 150 mm	281.13	215.7	175.69
			Leak 10 mm	25.55	20.04	16.46
Storage tank area Lapesa LC318	14	7	Leak 50 mm	108.38	83.98	68.81
			Leak 150 mm	287.27	220.72	179.85
			Leak 10 mm	-	-	-
			Leak 50 mm	21.66	28.54	15.51
Engine Room Area	13	8,9	Leak 150 mm	66.88	55.66	47.93
			Leak 10 mm	-	-	-

4.6.4 Flash Fire

Flash fire terjadi ketika adanya kebocoran dari suatu pipa atau *equipment* lainnya. Dimana proses terjadinya *flash fire* seperti ledakan turbulensi dari campuran udara dengan bahan yang mudah terbakar yang menyebabkan kebakaran singkat yang bergantung pada konsentrasi uap jenuh yang dihasilkan oleh gas tersebut. Untuk *flash fire* ini tidak ada parameter *level of concern* yang mendasari. Namun dari hasil analisa pemodelan menggunakan *software tools* terdapat *level of concern* yang dihasilkan yaitu pada 22000 ppm dan 44000 ppm. Hal ini menunjukkan konsentrasi jenuh yang dapat membuat *flash fire* saat *ignition* terjadi. Namun, dalam pemodelan *flash fire* ini arah angin tidak memberi dampak signifikan sehingga hasil visualisasi pada pemodelan *flash fire* membentuk lingkaran. Gambar 4.15 menunjukkan visualisasi hasil analisa konsekuensi dengan *fire modelling* dengan jenis *flash fire*.



Gambar 4.15 Analisa konsekuensi *Flash fire* dengan skenario kebocoran 50 mm pada area STS

22000 PPM



44000 PPM



Hasil dari pemodelan konsekuensi hanya menunjukkan envelope dari kandungan gas jenuh yang berpotensi untuk terbakar. Konsekuensi di sisi lain menyebabkan tingkat keparahan dan divisualisasikan yang dapat diubah menjadi keparahan kerugian individu. Meskipun dasar teoritis untuk menghitung heat release belum dikembangkan untuk menentukan level dari heat release tersebut, pendekatan sederhana untuk menghitung heat release yang bisa diadopsi yaitu menggunakan pendekatan dengan mengubah gas content dari LNG yang release di udara menjadi massa dan menghitung panas yang dilepaskan dari nilai kalor. Perhitungan konversi dapat dilihat di bawah ini.

$$Q = m'' \times \Delta H_c \times \rho \times (1 - e^{-k\beta \cdot D}) A$$

Dimana ;

Q = Heat release (kW/m^2)

m'' = Mass burning rate

(0.022 kg for 22000 ppm & 0.044 kg for 44000 ppm)

ΔH = Effective heat of combustion (kJ/kg) ; 619 kJ/kg

ρ = Density (kg/m^3) ; 415 kg/m^3

$k\beta$ = Empirical Constant ; 1.1 m^{-1}

Jadi untuk 22000 ppm heat release yang didapatkan sebesar 16.64 kW/m^2 dan untuk 44000 ppm heat release yang didapatkan sebesar 33.29 kW/m^2 . Selanjutnya rekapitulasi hasil numerik pada konsekuensi *flash fire* dapat dilihat pada tabel 4.20 dengan kondisi skenario 1 dengan parameter yang telah dijelaskan pada konsekuensi sebelumnya.

Tabel 4. 19 Hasil analisa konsekuensi Flash fire

Receiving Locations	People	Node	Bore Skenario (mm)	Flash Fire	
				16.64 kW/m^2	33.29 kW/m^2
LNG Vessel	16	1,4	Leak 10 mm	11.15	24.25
			Leak 50 mm	116.59	169.89
			Leak 150 mm	313.19	465.39
STS Area I (Manifold 1 & Flexible Hose & Manifold 2)	6	2,3,5,6	Leak 10 mm	10.27	23.03
			Leak 50 mm	116.72	171.66
			Leak 150 mm	326.58	474.22
Bunkering Control Room	1	1	Leak 10 mm	10.27	23.03
			Leak 50 mm	116.72	171.66
			Leak 150 mm	326.58	474.22
Storage tank area Lapesa LC40	14	7	Leak 10 mm	9.84	22.72
			Leak 50 mm	121.62	182.87
			Leak 150 mm	347.88	497.72
Storage tank area Lapesa LC318	14	7	Leak 10 mm	10.7	24.09
			Leak 50 mm	119.48	177.02
			Leak 150 mm	335.49	482.51
Engine Room Area	13	8,9	Leak 10 mm	1.79	2.96

Leak 50 mm	7.63	17.57
Leak 150 mm	39.28	89.21

4.6.5 Gas Dispersion

Gas dispersion merupakan bahaya yang dapat terjadi pada sebuah fasilitas LNG. Mekanisme terjadinya *gas dispersion* yaitu rilisnya natural gas akibat kebocoran pada sebuah pipa atau *equipment* lainnya pada suatu fasilitas. Selain rilisnya gas dan kebocoran pada suatu *equipment*, *gas dispersion* dapat terjadi karena gas dalam kondisi bertekanan. *Gas dispersion* sangat berbahaya bagi pernapasan manusia yang menghirupnya. Tingkat dampak dari *gas dispersion* tersebut bergantung pada konsentrasi kadar ppm yang terilis. Semakin besar kadar konsentrasi ppm pada methane semakin besar pula potensi kematian yang akan terjadi. Berikut tabel 4.20 mendeskripsikan tingkatan kadar ppm pada methane serta dampak yang ditimbulkan.

Tabel 4. 20 Kadar ppm dalam methane dan efek terhadap manusia

Kadar%	ppm	Efek terhadap manusia
<5	50000	Tidak beracun
14	140000	Gas Methane memiliki kemampuan mengurangi kadar oksigen di atmosfer
30	300000	Depresi sistem saraf pusat

Sama dengan sebelumnya *fire modelling* pada kondisi ini juga dilakukan dengan menggunakan dua skenario dengan tiga variasi lubang kebocoran yang sudah ditentukan. Hasil dari pemodelan ini adalah *gas dispersion* yang terjadi pada fasilitas ini menghasilkan kadar gas methane pada 22000 ppm yang mana tergolong tidak beracun namun dapat mengurangi kadar oksigen di sekitar daerah *receiver*. Gambar 4.16 merupakan visualisasi bentuk dispersi yang dihasilkan dari *fire modelling* pada *manifold* di area *ship-to-ship transfer* dengan skenario lubang kebocoran 50 mm.



Gambar 4.16 Analisa konsekuensi *gas dispersion* di area STS dengan skenario kebocoran 50 mm

Rekapitulasi hasil dari analisa konsekuensi *gas dispersion* dapat dilihat pada tabel 4.21. Tabel 4.21 menjelaskan seberapa jauh jangkauan dispersi dengan masing masing lubang kebocoran yang telah ditentukan dan dalam kadar ppm methane yang sama serta dengan kondisi lingkungan sesuai dengan skenario yang telah ditentukan sebelumnya yaitu proses STS dilakukan dengan hari yang cerah dengan kondisi berangin, temperature 32°, serta arah angin 134° terhadap titik receiver.

Tabel 4. 21 Hasil analisa konsekuensi gas dispersion dengan skenario

Receiving Locations	People	Node	Bore Skenario (mm)	Gas Dispersion 22000 ppm Gas content radius(m)
LNG Vessel	16	1,4	Leak 10 mm	24.25
			Leak 50 mm	169.89
			Leak 150 mm	465.39
STS Area I (Manifold 1 & Flexible Hose & Manifold 2)	6	2,3,5,6	Leak 10 mm	23.03
			Leak 50 mm	171.66
			Leak 150 mm	474.22
Bunkering Control Room	1	1	Leak 10 mm	23.03
			Leak 50 mm	171.66
			Leak 150 mm	474.22
Storage tank area Lapesa LC40	14	7	Leak 10 mm	22.72
			Leak 50 mm	182.87
			Leak 150 mm	497.72
Storage tank area Lapesa LC318	14	7	Leak 10 mm	24.09
			Leak 50 mm	177.02
			Leak 150 mm	482.51
Engine Room Area	13	8,9	Leak 10 mm	2.96
			Leak 50 mm	17.57
			Leak 150 mm	89.21

4.6.6 Explosion

Explosion merupakan terjadinya peristiwa ledakan yang disebabkan kebocoran atau pecahnya bejana bertekanan pada sebuah area tertutup. *Explosion* juga dapat terjadi jika gas release kemudian kondisi sekitar terdapat campuran bahan yang mudah terbakar atau gas ataupun kabut yang mempercepat terjadinya *overpressure* yang kemudian akan menyebabkan ledakan. Pada fasilitas ini yang mungkin terjadi *explosion* adalah *LNG storage tank area* yang terletak dibawah main deck atau containment tertutup. Sehingga apabila terjadi kebocoran dari salah satu tangki LNG dalam bentuk *liquid* setelah itu menjadi *vapour* itu akan memberikan tekanan atau panas untuk area *storage* tersebut dan bias menyebabkan *explosion*.

Pemodelan menggunakan *software tools* dengan *level of concern* yaitu nilai *pressure* pada pusat kebocoran yang berpotensi ledakan. Nilai *pressure* yang muncul berdasarkan hasil pemodelan adalah 0.02 bar, 0.13 bar, 0.2 bar. Seperti yang dilakukan sebelumnya pemodelan *explosion* juga dilakukan pada dua kondisi skenario dan tiga variasi lubang kebocoran.

Namun, analisa konsekuensi pemodelan *explosion* ini dilakukan hanya pada *LNG storage tank*. Berikut merupakan visualisasi dari hasil pemodelan *explosion* dengan variasi lubang kebocoran 150 mm dapat dilihat pada gambar 4.17.



Gambar 4.17 Analisa konsekuensi *explosion* dengan skenario lubang kebocoran 150 mm

Rekapitulasi dari hasil pemodelan *explosion* dapat dilihat pada tabel 4.22. Tabel 4.22 menunjukkan bahwa pada *level of concern overpressure* dengan nilai 0,2 bar dapat terjadi *explosion* dengan *radius explosion* sebesar 38 m pada pusat kebocoran. Hasil secara keseluruhan pada 3 skenario tersebut dapat dilihat pada tabel 4.24 dibawah ini.

Tabel 4. 22 Hasil analisa konsekuensi *explosion* dengan skenario

Receiving Locations	People	Node	Bore Skenario (mm)	Explosions Radius (m)		
				0.02 bar	0.13 bar	0.2 bar
LNG Vessel	16	1,4	Leak 10 mm	-	-	-
			Leak 50 mm	-	-	-
			Leak 150 mm	-	-	-
STS Area I (Manifold 1 & Flexible Hose & Manifold 2)	6	2,3,5, 6	Leak 10 mm	-	-	-
			Leak 50 mm	-	-	-
			Leak 150 mm	-	-	-
Bunkering Control Room	1	1	Leak 10 mm	-	-	-
			Leak 50 mm	-	-	-
			Leak 150 mm	-	-	-
Storage tank area Lapesa LC40	14	7	Leak 10 mm	38.93	13.61	12.0 8
			Leak 50 mm	66.82	19.03	16.1 4

Storage tank area Lapesa LC318	14	7	Leak 150 mm	72.79	20.19	17.0 1
			Leak 10 mm	38.93	13.61	12.0 8
			Leak 50 mm	66.82	19.03	16.1 4
			Leak 150 mm	72.79	20.19	17.0 1
Engine Room Area	13	8,9	Leak 10 mm			
			Leak 50 mm	-	-	-
			Leak 150 mm	-	-	-

4.7 Representasi Risiko

Setelah mendapatkan nilai frekuensi dan konsekuensi kemudian nilai tersebut di plotkan pada kurva dinamakan *F-N curve*. *F-N curve* merupakan kurva yang terdiri dari sumbu x yaitu jumlah fatalitas yang didapatkan dari analisa konsekuensi dan sumbu y yaitu nilai frekuensi kumulatif yang di dapatkan dari perhitungan frekuensi. Kemudian di plotkan dalam satu kurva. Standart F-N curve yang digunakan pada tugas akhir ini sesuai dengan standar *Hongkong Government Risk Guidelines (HKRG)*.

Representasi risiko yang terdapat pada *F-N curve* dapat memberikan informasi suatu skenario berada pada posisi *Acceptable*, *ALARP*, ataupun *Unacceptable*. Apabila suatu skenario berada pada posisi *ALARP*, maka tidak diperlukan tindakan mitigasi. Namun jika sebuah skenario berada pada posisi *unacceptable* maka perlukan dilakukan mitigasi.

Pada representasi risiko ini, node ataupun lokasi disesuaikan dengan analisa frekuensi. Karena lokasi atau *receiver* yang digunakan pada analisa konsekuensi sudah merujuk pada node yang terdapat pada analisa frekuensi sehingga *fatalitas* dapat disesuaikan.

4.7.1 Representasi Risiko Jet Fire

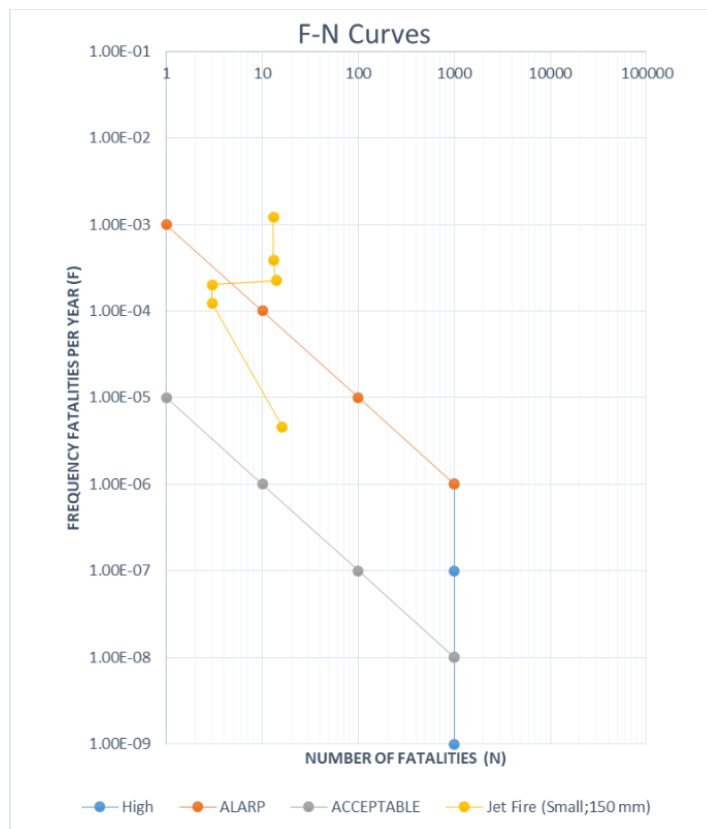
Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalitas yang merupakan hasil analisa konsekuensi pada skenario *jet fire*. Untuk masing masing hasil dari penggabungan dari ketiga parameter tersebut dapat dilihat pada tabel 4.23.

Tabel 4. 23 Rekapitulasi representasi risiko jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	4.59E-06	4.59E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.19E-04	1.24E-04

3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	7.79E-05	2.02E-04
7	Storage Tank Area on FP	10	2.18E-05	2.24E-04
8	BOG Compressor	6	1.62E-04	3.86E-04
9	Regasification	6	8.42E-04	1.23E-03

Berdasarkan tabel 4.23 yang digunakan sebagai inputan pada *F-N curve* adalah nilai fatalitas dipergunakan sebagai hasil analisa konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Seperti yang digambarkan pada gambar 4.17 dibawah ini.



Gambar 4.18 F-N Curve jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm

Selanjutnya hasil dari F-N curve untuk skenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran. Tabel 4.27 merupakan hasil rekapitulasi jet fire untuk seluruh skenario kebocoran dan node. Namun untuk node 7,8 dan 9 pada skenario kebocoran 150 mm berada pada daerah *unacceptable* maka mitigasi akan dilakukan pada kondisi ini.

Tabel 4. 24 Rekapitulasi jet fire untuk semua skenario kebocoran dan node

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1, 4	1	1	-
2, 5	1	1	-
3, 6	1	1	-
7	-	2	1
8	-	2	2
9	-	2	2

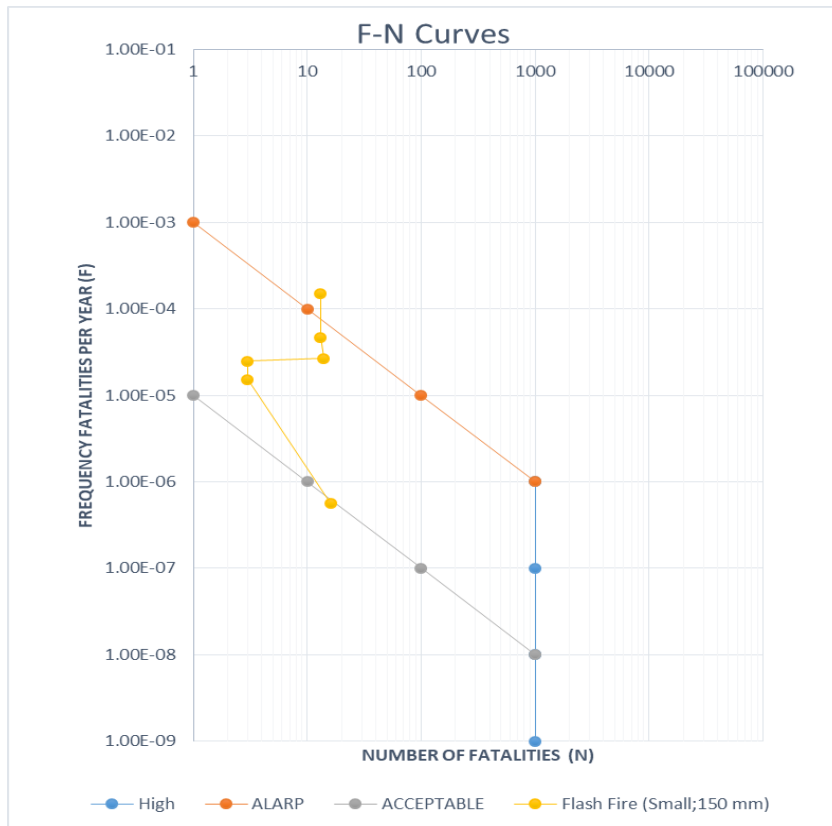
4.7.2 Representasi Risiko *Flash fire*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta *fatalitas* yang merupakan hasil analisa konsekuensi pada skenario *flash fire*. Untuk masing masing hasil dari penggabungan dari ketiga parameter tersebut dapat dilihat pada tabel 4.25

Tabel 4. 25 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	5.67E-07	5.67E-07
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.47E-05	1.53E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	9.63E-06	2.49E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.62E-06	2.66E-05
8	BOG Compressor	6	2.00E-05	4.66E-05
9	Regasification	6	1.04E-04	1.51E-04

Berdasarkan tabel 4.28 yang digunakan sebagai inputan pada *F-N curve* adalah nilai fatalitas dipergunakan sebagai hasil analisa konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Seperti yang digambarkan pada gambar 4.19 dibawah ini.



Gambar 4.19 *F-N Curve flash fire* dengan skenario kebocoran 150 mm

Selanjutnya hasil dari F-N curve untuk skenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran. Tabel 4.29 merupakan hasil rekapitulasi jet fire untuk seluruh skenario kebocoran dan node. Namun untuk node 9 pada skenario kebocoran 150 mm berada pada daerah unacceptable maka mitigasi akan dilakukan pada kondisi ini.

Tabel 4. 26 Rekapitulasi Flash fire untuk semua skenario kebocoran dan node

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1, 4	3		-
2, 5	2	1	-
3, 6	1	2	-
7	-	3	-
8	-	3	-
9	-	3	-

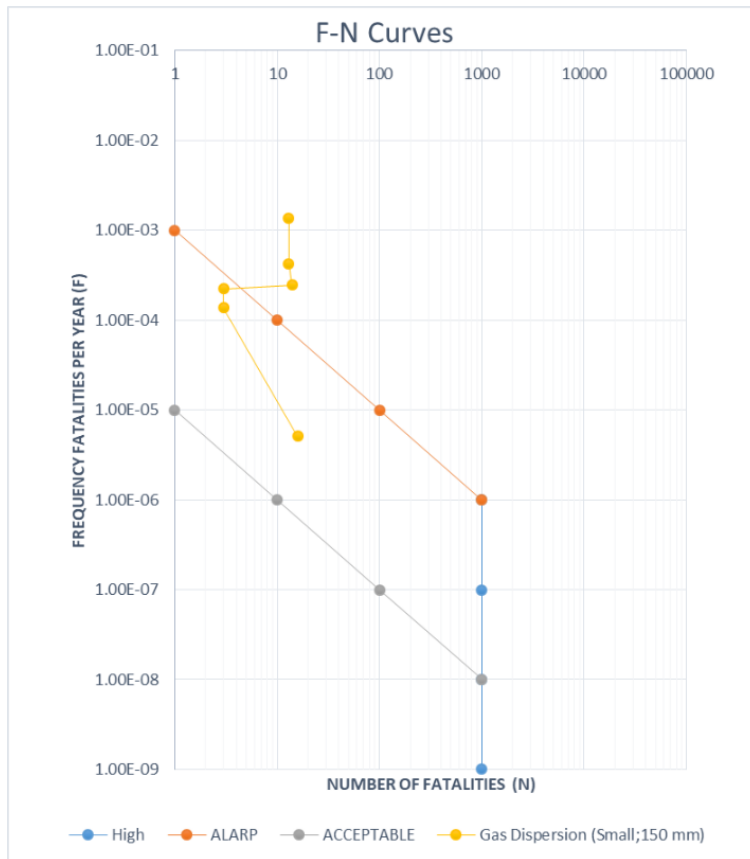
4.7.3 Representasi Risiko *Gas Dispersion*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalitas yang merupakan hasil analisa konsekuensi pada skenario *gas dispersion*. Untuk masing masing hasil dari penggabungan dari ketiga parameter tersebut dapat dilihat pada tabel 4.27.

Tabel 4. 27 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	5.07E-06	5.07E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.32E-04	1.37E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	8.62E-05	2.23E-04
7	Storage Tank Area on FP	14	2.41E-05	2.47E-04
8	BOG Compressor	13	1.79E-04	4.26E-04
9	Regasification	13	9.31E-04	1.36E-03

Berdasarkan tabel 4.27 yang digunakan sebagai inputan pada *F-N curve* adalah nilai fatalitas dipergunakan sebagai hasil analisa konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Seperti yang digambarkan pada gambar 4.20 dibawah ini.



Gambar 4.20 F-N Curve gas dispersion dengan skenario kebocoran 150 mm

Selanjutnya hasil dari F-N curve untuk skenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran. Tabel 4.28 merupakan hasil rekapitulasi *gas dispersion* untuk seluruh skenario kebocoran dan node. Namun untuk node 7,8 dan 9 pada skenario kebocoran 150 mm berada pada daerah unacceptable maka mitigasi akan dilakukan pada kondisi ini.

Tabel 4. 28 Rekapitulasi Flash fire untuk semua skenario kebocoran dan node

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1, 4	-	2	-
2, 5	-	3	-
3, 6	-	3	2
7	-	1	2
8	-	1	2
9	-	-	2

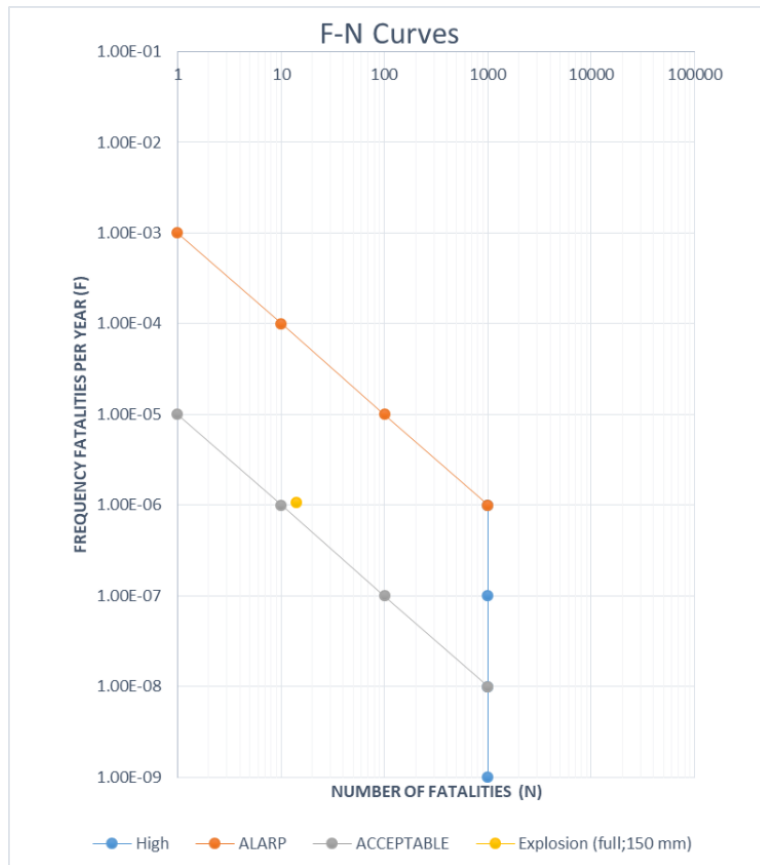
4.7.4 Representasi Risiko *Explosion*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalitas yang merupakan hasil analisa konsekuensi pada skenario *explosion* Untuk masing masing hasil dari penggabungan dari ketiga parameter tersebut dapat dilihat pada tabel 4.29

Tabel 4. 29 Rekapitulasi explosion untuk skenario kebocoran 150 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	0.00E+00	0.00E+00
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	0.00E+00	0.00E+00
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	0.00E+00	0.00E+00
7	Storage Tank Area on FP	10	1.08E-06	1.08E-06
8	BOG Compressor	6	0.00E+00	1.08E-06
9	Regasification	6	0.00E+00	1.08E-06

Berdasarkan tabel 4.29 yang digunakan sebagai inputan pada F-N curve adalah nilai fatalitas dipergunakan sebagai hasil analisa konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Seperti yang digambarkan pada gambar 4.21 dibawah ini.



Gambar 4.21 F-N Curve explosion dengan skenario kebocoran 150 mm

4.8 Mitigasi

Setelah melakukan representasi risiko dapat diketahui bagian node dan skenario yang harus mendapat perlakuan mitigasi. Hal ini dilakukan karena tingkat risiko dari sebuah skenario sudah memasuki pada tingkat risiko yang tidak dapat diterima. Proses mitigasi pada tugas akhir ini menggunakan metode LOPA (*Layer Of Protection*). Dimana proses mitigasi dilakukan dengan menambahkan IPL (*Indeks Protection Layer*) untuk mengurangi tingkat risiko yang tinggi. Setelah ditambahkan IPL pada sebuah sistem yang memiliki tingkat risiko yang tinggi dapat menurunkan tingkat risiko bahaya menjadi pada level *ALARP* dan dapat dikatakan selesai.

Pada tugas akhir ini skenario yang perlu dilakukannya mitigasi adalah risiko jet fire dengan skenario *medium bore* (50 mm) dan skenario *full bore* (150 mm). Untuk risiko *flash fire* mitigasi hanya dilakukan pada skenario *full bore* (150 mm) dan untuk risiko *gas dispersion* mitigasi dilakukan pada semua skenario kebocoran.

Proses pengerjaan LOPA dimulai dari memasukan nilai nilai yang ada pada *spreadsheet*. seperti yang dapat dilihat pada gambar 4.21 yaitu nilai *risk tolerance criteria* yang terbagi atas 2 yaitu *action required* dan *tolerable* dimana nilai tersebut didapatkan dari *F-N Curve*, 1.00 E-04 untuk nilai *action required* dan 1.00E-06 tolerable. Setelah itu terdapat nilai *initiating event* dimana nilai ini didapatkan dari

hasil perhitungan frekuensi dengan FTA pada node yang dimitigasi. *Conditional modifier* merupakan parameter yang disesuaikan dengan skenario kejadian seperti *jet fire* akan berbeda parameter *conditional modifier* dengan *flash fire*, *gas dispersion* maupun *explosion*. Hal itu berisi nilai kemungkinan atau peluang dari sebuah kejadian yang ada seperti untuk kasus *jet fire* yang akan terjadi secara *immediately* dengan adanya *ignition*. Kemudian terdapat parameter penting pada mitigasi yaitu nilai frekuensi yang belum dapat diterima. Setelah nilai tersebut didapatkan maka nilai tersebut dikalikan dengan PFD (*Probability Failure On Demand*) untuk IPL. Dengan kata lain PFD merupakan nilai probabilitas peralatan IPL. IPL di definisikan sebagai suatu alat untuk mencegah terjadinya sebuah bahaya. Pemilihan IPL dapat disesuaikan dengan kondisi sebuah sistem dan skenario kejadian atau menyesuaikan dengan HAZOP pada bagain rekomendasi untuk meminimalisi bahya atau pemnambahan safeguard untuk mencegah skenario bahaa yang terjadi. Nilai dari PFD pada IPL tersebut berdasarkan *Risk Assesment Data Directory* oleh OGP ataupun *DNV Failure Guidelines* dan juga *LOPA Methodology* oleh Geun Woong Yun.

4.8.1 Mitigasi pada skenario Jet Fire pada medium bore (50 mm)

Mitigasi dilakukan pada skenario medium bore ukuran 50 mm pada node 8 dan node 9 untuk skenario jet fire. Tabel 4.30 menunjukkan rekapitulasi skenario *jet fire* pada medium bore yang perlu di mitigasi.

Tabel 4. 30 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	3.32E-06	3.32E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.39E-05	1.72E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	6.00E-05	7.72E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.72E-05	9.43E-05
8	BOG Compressor	6	5.69E-05	1.51E-04
9	Regasification	6	2.18E-04	3.70E-04

Berdarkan tabel 4.30 mitigasi dilakukan pada node 8 dan 9 yang sebelumnya memiliki nilai frekuensi 5.69E-05 pada node 8 dan 2.18 untuk node 9 dengan jumlah fatalitas 6 untuk masing masing node. Hal itu membuat mitigasi dilakukan untuk

menurunkan nilai frekuensi pada konsekuensi jet fire dengan skenario medium bore (50mm). Hasil dari mitigasi dapat dilihat pada gambar 4.22 dibawah ini.

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on BOG Compressor to engine medium leak (50 mm)	Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.11E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.77.E-02	
	immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			5.69E-05
Independent Protection Layers (IPL)	temprature alarm	7.74E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	8.88.E-02	
	Fire alarm	3.68.E-03	
Total PFD for all IPLs		1.07E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			6.07E-11
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

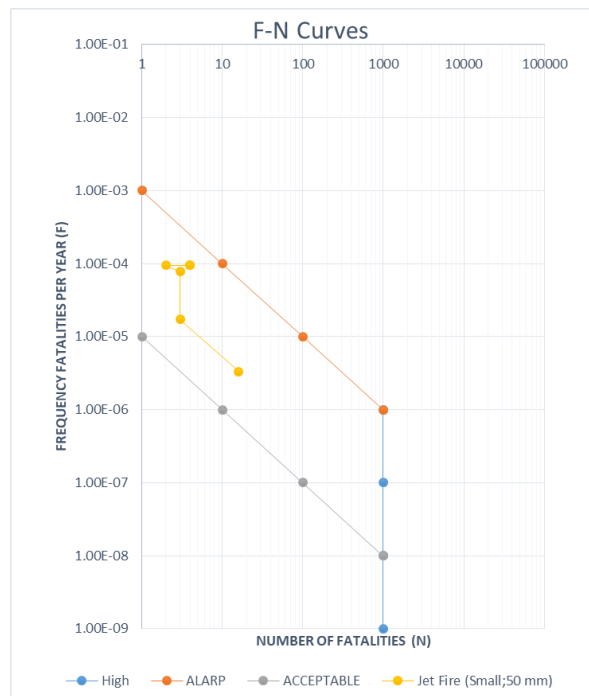
Gambar 4.22 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 8

Berdasarkan gambar 4.21 diketahui tingkat risiko awalnya 5.69E-05 kemudian setelah adanya penambahan IPL berupa *Gas detector* dan *pressure alarm*, *fire alarm*, *temperature alarm* frekuensi jet fire setelah di mitigasi turun menjadi 6.07E-11. Selanjutnya nilai frekuensi yang sudah di mitigasi di plotkan kembali ke F-

N curve agar dapat diketahui frekuensi tersebut berada di tingkat yang bias diterima atau tidak. Berikut adalah tabel perhitungan ulang F-N curve dengan nilai frekuensi setelah di mitigasi kemudian tingkat risiko dari frekuensi atau node yang telah di mitigasi sudah dalam kategori diterima atau belum dapat dilihat pada F-N Curve pada gambar 4.22 dibawah ini.

Tabel 4. 31 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	3.32E-06	3.32E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.39E-05	1.72E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	6.00E-05	7.72E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.72E-05	9.43E-05
8	BOG Compressor	6	2.40E-07	9.46E-05
9	Regasification	6	9.21E-07	9.55E-05



Gambar 4.23 F-N Curve jet fire dengan skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi

Gambar 4.23 menunjukkan bahwa nilai frekuensi pada node 7 yang sebelumnya berada pada tingkat risiko yang tidak diterima setelah di mitigasi berada di tingkat risiko ALARP. Untuk hasil spreadsheet mitigasi serta F-N curve yang telah dimitigasi dapat dilihat pada lampiran .

4.8.2 Mitigasi pada skenario *jet fire* pada *full bore* (150 mm)

Mitigasi dilakukan pada skenario medium bore ukuran 150 mm pada node 7,8 dan node 9 untuk skenario *jet fire*. Tabel 4.32 menunjukkan rekapitulasi skenario *jet fire* pada *full bore* yang perlu di mitigasi.

Tabel 4. 32 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 50 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	4.59E-06	4.59E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.19E-04	1.24E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	7.79E-05	2.02E-04
7	Storage Tank Area on FP	10	2.18E-05	2.24E-04
8	BOG Compressor	6	1.62E-04	3.86E-04
9	Regasification	6	8.42E-04	1.23E-03

Berdasarkan tabel 4.32 mitigasi dilakukan pada node 8 dan 9 yang sebelumnya memiliki nilai frekuensi 5.69E-05 pada node 8 dan 2.18 untuk node 9 dengan jumlah fatalitas 6 untuk masing masing node. Hal itu membuat mitigasi dilakukan untuk menurunkan nilai frekuensi pada konsekuensi *jet fire* dengan skenario *medium bore* (50mm). Hasil dari mitigasi dapat dilihat pada gambar 4.24 dibawah ini.

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on LNG storage tank area to engine medium leak (150 mm)	Node Number 7	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		4.86E-05
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.04.E-01	
	immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			2.18E-05
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Gas detector	8.88.E-02	
	Temperature alarm	7.74E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Fire alarm	3.68.E-03	
Total PFD for all IPLs		2.13E-08	
Frequency of Mitigated Consequence			4.65E-13
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and gas detector, temprature alarm, fire alarm, pressure alarm as IPL to reduce risk		
References			

Gambar 4.24 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 7

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on BOG Compressor to engine medium leak (150 mm)	Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		3.61E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.04.E-01	
	immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.62E-04
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	7.74E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	8.88.E-02	
	CO2 system	2.00E-02	
	BOG compressor	5.01E-03	
	Fire alarm	3.68.E-03	
Total PFD for all IPLs		1.07E-10	
Frequency of Mitigated Consequence			1.73E-14
Risk Status ACCEPTABLE			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and gas detector, temprature alarm, pressure alarm, BPG Compressor as rendundat system and fire alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4.25 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 8

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on regasification area to engine medium leak (150 mm)	Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.88E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.04.E-01	
	immediat e ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			8.42E-04
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5.52E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
	CO2 system	2.00E-02	
	Fire alarm	3.68.E-03	
	Low pressure detector pump trip	1.09E-01	
Total PFD for all IPLs		1.87E-09	
Frequency of Mitigated Consequence			1.57E-12
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector, temprature alarm, CO2 system, fire alarm and low pressure detector pump trip as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

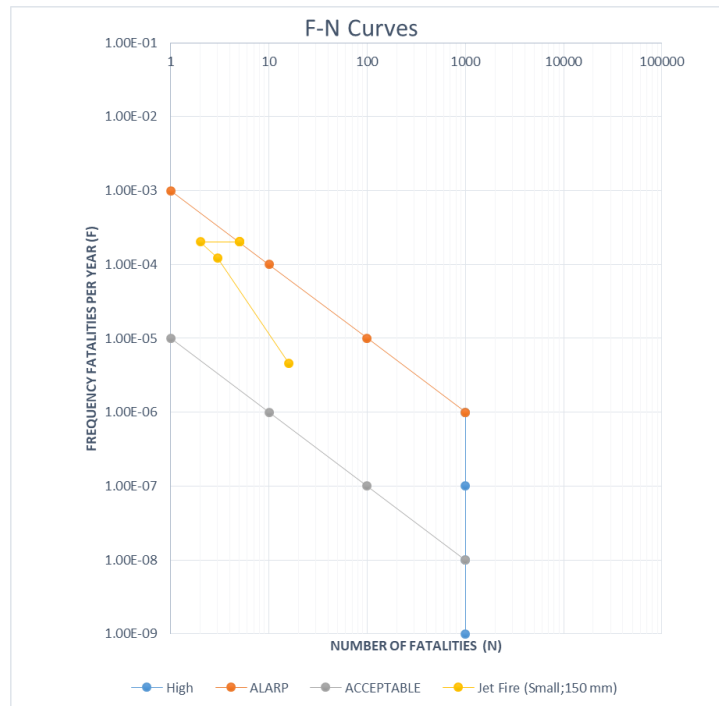
Gambar 4.25 Spreadsheet LOPA Jet fire dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 9

Berdasarkan gambar 4.24 diketahui tingkat risiko awalnya 2.18E-05 kemudian setelah adanya penambahan IPL berupa Gas detector dan CO2 sistem, dan lainnya frekuensi jet fire setelah di mitigasi turun menjadi 4.65E-13. Pada gambar

4.25 menjelaskan bahwa nilai frekuensi sebelum dimitigasi adalah $1.62\text{E-}04$ menjadi $1.73\text{E-}14$ dengan penambahan IPL seperti yang telah dideskripsikan pada gambar tersebut. Node 9 pun terletak pada tingkat unacceptable dengan nilai frekuensi sebesar $8.42\text{E-}04$ dan setelah di tambahkan IPL menjadi $1.57\text{E-}12$ Selanjutnya nilai frekuensi yang sudah di mitigasi di plotkan kembali ke F-N curve agar dapat diketahui frekuensi tersebut berada di tingkat yang bias diterima atau tidak. Tabel 4.33 merupakan tabel perhitungan ulang *F-N curve* dengan nilai frekuensi setelah di mitigasi kemudian tingkat risiko dari frekuensi atau node yang telah di mitigasi sudah dalam kategori diterima atau belum dapat dilihat pada *F-N Curve* pada gambar 4.25 dibawah ini.

Tabel 4. 33 Rekapitulasi jet fire untuk skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	$4.59\text{E-}06$	$4.59\text{E-}06$
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	$1.19\text{E-}04$	$1.24\text{E-}04$
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	$7.79\text{E-}05$	$2.02\text{E-}04$
7	Storage Tank Area on FP	10	$4.65\text{E-}13$	$2.02\text{E-}04$
8	BOG Compressor	6	$1.73\text{E-}14$	$2.02\text{E-}04$
9	Regasification	6	$1.57\text{E-}12$	$2.02\text{E-}04$



Gambar 4.25 F-N Curve *jet fire* dengan skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi

Gambar 4.25 menunjukkan bahwa nilai frekuensi pada node 7,8,9 yang sebelumnya berada pada tingkat risiko yang tidak diterima setelah di mitigasi berada di tingkat risiko ALARP. Untuk hasil spreadsheet mitigasi serta F-N curve yang telah dimitigasi dapat dilihat pada lampiran .

4.8.3 Mitigasi pada skenario Gas dispersion pada small bore (10 mm)

Mitigasi dilakukan pada skenario medium bore ukuran 150 mm pada node 3 & 6, 7,8,9 untuk skenario gas dispersion. Tabel 4.34 menunjukkan rekapitulasi skenario gasdispersion pada small bore yang perlu di mitigasi.

Tabel 4. 34 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 10 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	2.02E-04	2.02E-04
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.79E-04	4.81E-04

3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	1.09E-03	1.57E-03
7	Storage Tank Area on FP	1	4.85E-04	2.06E-03
8	BOG Compressor	1	5.49E-04	2.60E-03
9	Regasification	1	3.63E-03	6.23E-03

Berdasarkan tabel 4.34 mitigasi dilakukan pada node 3 dan 6 yang sebelumnya memiliki nilai frekuensi 1.09E-03 dan jumlah fatalitas 1 sedangkan untuk nilai frekuensi pada node 7 sebesar 4.85E-04 dengan jumlah fatalitas 1 serta nilai frekuensi untuk node 8 dan 9 adalah 5.49E-04 dan 3.63E-03 dengan jumlah fatalitas 2 untuk masing masing node . Hal itu membuat mitigasi dilakukan untuk menurunkan nilai frekuensi pada konsekuensi gas dispersion dengan skenario small bore (10mm). Hasil dari mitigasi dapat dilihat pada gambar dibawah ini.

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (10 mm)	Node Number 3&6	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		1.09E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41.E-03	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.09E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	5.52E-02	
Total PFD for all IPLs		1.10E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			1.21E-06
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and temprature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4.26 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on LNG Storage tank area medium leak (10 mm)	Node Number 7	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		4.86E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41.E-03	
Frequency of Unmitigated Consequence			4.85E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	5.52E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
Total PFD for all IPLs		4.66E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			2.26E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and temprature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4.27 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 7

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on BOG Compressor area to engine medium leak (10 mm)	Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		5.50E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41.E-03	
Frequency of Unmitigated Consequence			5.49E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
	Pressure alarm	4.22E-02	
Total PFD for all IPLs		8.44E-05	
Frequency of Mitigated Consequence			4.63E-08
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and gas detector as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4.28 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 8

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (10 mm)	Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		3.64E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41.E-03	
Frequency of Unmitigated Consequence			3.63E-03
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5.52E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
	CO2 system	2.00E-02	
Total PFD for all IPLs		2.33E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			8.45E-06
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4.29 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 10 mm pada node 9

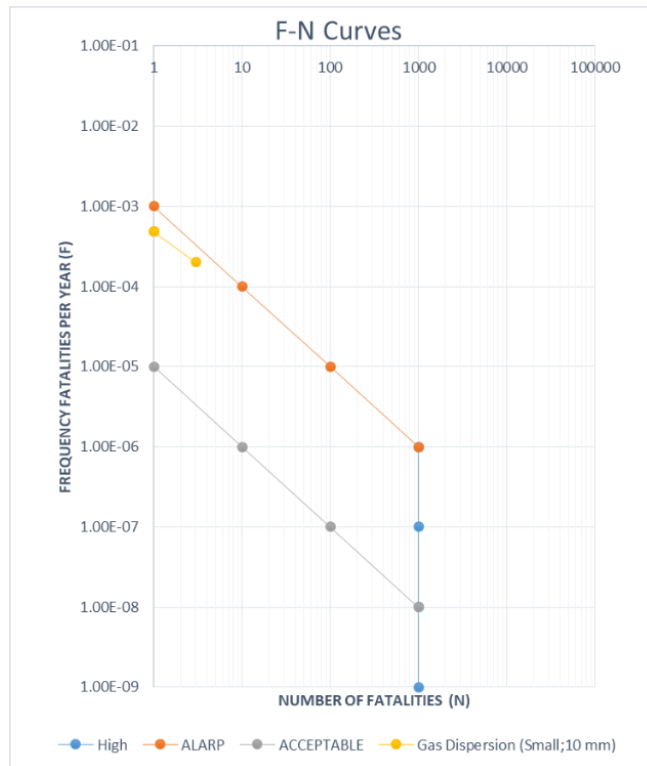
Berdasarkan gambar 4.26 diketahui tingkat risiko awalnya 1.09E-03 kemudian setelah adanya penambahan IPL berupa CO2 sistem dan temperature alarm frekuensi gas dispersion setelah di mitigasi turun menjadi 1.91E-10. Selanjutnya

gambar 4.27 menjelaskan bahwa tingkat risiko awal adalah $4.85E-04$ setelah dilakukan penambahan IPL berupa CO₂ sistem, temperature alarm, gas detector, pressure alarm tingkat risiko menjadi $2.26 E-09$. Pada gambar 4.28 tingkat risiko awal sebelum dimitigasi memiliki nilai frekuensi $5.94E-04$. Kemudian dilakukan penambahan IPL yang berupa CO₂ sistem, Gas detector, pressure alarm sehingga nilai frekuensi menjadi $4.63E-05$. Sama halnya mitigasi dilakukan pada node 9 pada gambar 4.29 dengan nilai frekuensi sebelum mitigasi adalah $3.63E-03$ kemudian setelah penambahan IPL berupa temperature alarm, gas detector. Pressure alarm dan CO₂ sistem maka nilai frekuensi menjadi $8.45E-06$.

Selanjutnya nilai frekuensi yang sudah di mitigasi di plotkan kembali ke F-N curve agar dapat diketahui frekuensi tersebut berada di tingkat yang bias diterima atau tidak. Berikut adalah tabel perhitungan ulang F-N curve dengan nilai frekuensi setelah di mitigasi kemudian tingkat risiko dari frekuensi atau node yang telah di mitigasi sudah dalam kategori diterima atau belum dapat dilihat pada F-N Curve pada gambar 4.24 dibawah ini.

Tabel 4. 35 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 10 mm setelah mitigasi

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	$2.02E-04$	$2.02E-04$
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	$2.79E-04$	$4.81E-04$
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	$1.21E-06$	$4.82E-04$
7	Storage Tank Area on FP	1	$2.26E-09$	$4.82E-04$
8	BOG Compressor	1	$4.63E-08$	$4.82E-04$
9	Regasification	1	$8.45E-06$	$4.91E-04$



Gambar 4.30 F-N Curve *gas dispersion* dengan skenario kebocoran 10 mm setelah mitigasi

Gambar 4.30 menunjukkan bahwa nilai frekuensi pada node 9 yang sebelumnya berada pada tingkat risiko yang tidak diterima setelah di mitigasi berada di tingkat risiko ALARP. Untuk hasil spreadsheet mitigasi serta F-N curve yang telah dimitigasi dapat dilihat pada lampiran .

4.8.4 Mitigasi pada skenario Gas dispersion pada medium bore (50 mm)

Mitigasi dilakukan pada skenario medium bore ukuran 150 mm pada node 3 & 6,7,8,9 untuk skenario gas dispersion. Tabel 4.36 menunjukkan rekapitulasi skenario gas dispersion pada small bore yang perlu di mitigasi.

Tabel 4. 36 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 50 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	5.07E-06	5.07E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	1.32E-04	1.37E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	8.62E-05	2.23E-04

7	Storage Tank Area on FP	1	2.41E-05	2.47E-04
8	BOG Compressor	2	1.79E-04	4.26E-04
9	Regasification	2	9.31E-04	1.36E-03

Berdasarkan tabel 4.36 mitigasi dilakukan pada node 3 dan 6 yang sebelumnya memiliki nilai frekuensi 8.62E-05 dan jumlah fatalitas 1 sedangkan untuk nilai frekuensi pada node 7 sebesar 2.41E-05 dengan jumlah fatalitas 1 serta nilai frekuensi untuk node 8 dan 9 adalah 1.79E-04 dan 9.31E-04 dengan jumlah fatalitas 2 untuk masing masing node . Hal itu membuat mitigasi dilakukan untuk menurunkan nilai frekuensi pada konsekuensi gas dispersion dengan skenario *medium bore* (50mm). Hasil dari mitigasi dapat dilihat pada gambar dibawah ini.

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on manifold 2 to engine storage medium leak (50 mm)		Node Number 3&6	
Date	Description		Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required			1.00E-04
	Tolerable			1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine			1.17E-03
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability		5.77.E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence				1.10E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system		2.00E-02	
	Temperature alarm		7.74E-02	
	Fire Detector & ESD		3.68.E-03	
Total PFD for all IPLs			5.70E-06	
Frequency of Mitigated Consequence				6.26E-09
Risk Status			ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector, Fire detector & ESDas IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Gambar 4.31 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 3&6

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on LNG Storage tank area medium leak (50 mm)		Node Number 7	
Date	Description		Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required			1.00E-04
	Tolerable			1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine			3.34E-04
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability		5.77.E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence				3.15E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system		2.00E-02	
	Temperature alarm		7.74E-02	
	Pressure alarm		4.22E-02	
	Gas detector		8.88.E-02	
Total PFD for all IPLs			5.80E-06	
Frequency of Mitigated Consequence				1.83E-09
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm , gas detector, temprature alarm, CO2 system as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Gambar 4.32 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 7

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on BOG Compressor area to engine medium leak (50 mm)		Node Number 8	
Date	Description		Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required			1.00E-04
	Tolerable			1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine			1.04E-03
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability		5.77.E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence				1.04E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system		2.00E-02	
	Gas detector		8.88.E-02	
	Pressure alarm		4.22E-02	
	fire alarm		3.02.E-02	
Total PFD for all IPLs			2.26E-06	
Frequency of Mitigated Consequence				2.36E-09
Risk Status ACCEPTABLE				
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Gambar 4.33 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 8

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (50 mm)		Node Number 9	
Date	Description		Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required			1.00E-04
	Tolerable			1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine			4.25E-03
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability		5.77.E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence				4.00E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system		2.00E-02	
	Gas detector		8.88.E-02	
	fire alarm		3.02.E-02	
Total PFD for all IPLs			5.36E-05	
Frequency of Mitigated Consequence				2.15E-07
Risk Status ACCEPTABLE				
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Gambar 4.34 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 50 mm pada node 9

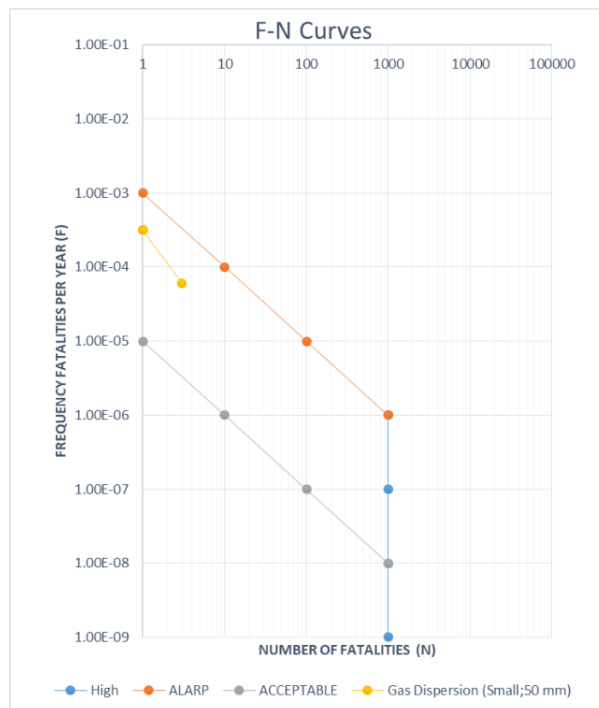
Berdasarkan gambar 4.31 diketahui tingkat risiko awalnya 1.10E-03 kemudian setelah adanya penambahan IPL berupa *CO₂ system*, *temperature alarm* dan *Fire alarm & ESD* kemudian frekuensi *gas dispersion* setelah di mitigasi turun menjadi 6.26E-09. Selanjutnya gambar 4.32 menjelaskan bahwa tingkat risiko awal adalah 3.15E-04 setelah dilakukan penambahan IPL berupa *CO₂ system*, *temperature alarm*, *gas detector*, tingkat risiko menjadi 1.83E-09. Pada gambar 4.33 tingkat risiko awal sebelum dimitigasi memiliki nilai frekuensi 1.04E-03 untuk node 8. Kemudian

dilakukan penambahan IPL yang berupa CO2 sistem, Gas detector sehingga nilai frekuensi menjadi 2.36E-09. Sama halnya mitigasi dilakukan pada node 9 pada gambar 4.34 dengan nilai frekuensi sebelum mitigasi adalah 4.00E-03 kemudian setelah penambahan IPL berupa CO2 sistem, gas detector. Pressure alarm dan CO2 sistem maka nilai frekuensi menjadi 2.15E-07

Selanjutnya nilai frekuensi yang sudah di mitigasi di plotkan kembali ke F-N curve agar dapat diketahui frekuensi tersebut berada di tingkat yang bias diterima atau tidak. Berikut adalah tabel perhitungan ulang F-N curve dengan nilai frekuensi setelah di mitigasi kemudian tingkat risiko dari frekuensi atau node yang telah di mitigasi sudah dalam kategori diterima atau belum dapat dilihat pada F-N Curve pada gambar 4.35 dibawah ini.

Tabel 4. 37 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	6.08E-05	6.08E-05
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.55E-04	3.15E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	6.26E-09	3.15E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	1.83E-09	3.15E-04
8	BOG Compressor	1	2.36E-09	3.15E-04
9	Regasification	1	2.15E-07	3.16E-04



Gambar 4.35 F-N Curve *gas dispersion* dengan skenario kebocoran 50 mm setelah mitigasi

Gambar 4.35 menunjukkan bahwa nilai frekuensi pada node 7,8,9 yang sebelumnya berada pada tingkat risiko yang tidak diterima setelah di mitigasi berada di tingkat risiko ALARP. Untuk hasil spreadsheet mitigasi serta F-N curve yang telah dimitigasi dapat dilihat pada lampiran .

4.8.5 Mitigasi pada skenario *Gas dispersion* pada *full bore* (150 mm)

Mitigasi dilakukan pada skenario *full bore* ukuran 150 mm pada node 9 untuk skenario gas dispersion. Tabel 4.38 menunjukkan rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *full bore* yang perlu di mitigasi.

Tabel 4. 38 Rekapitulasi Gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG			
	Discharge to Manifold I	3	5.07E-06	5.07E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	1.32E-04	1.37E-04
	Manifold 2 to			
3, 6	LNG storage tank on FP	1	8.62E-05	2.23E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	2.41E-05	2.47E-04

8	BOG Compressor	1	1.79E-04	4.26E-04
9	Regasification	1	9.31E-04	1.36E-03

Berdasarkan tabel 4.38 mitigasi dilakukan pada node 9 adalah 9.31E-04 dan dengan jumlah fatalitas 2. Hal itu membuat mitigasi dilakukan untuk menurunkan nilai frekuensi pada konsekuensi gas dispersion dengan skenario medium bore (150mm). Hasil dari mitigasi dapat dilihat pada gambar dibawah ini.

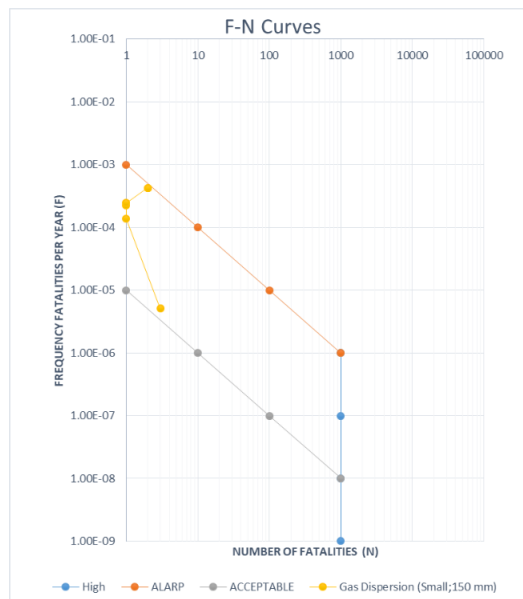
Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine full leak (150 mm)		Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04	
	Tolerable		1.00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.88E-03	
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.04.E-01		
Frequency of Unmitigated Consequence			9.31E-04	
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02		
	Gas detector	1.00.E-01		
	Temperature alarm	7.74E-02		
	fire alarm	3.02.E-02		
Total PFD for all IPLs		4.67E-06		
Frequency of Mitigated Consequence			4.35E-09	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, Gas detector, temprature alarm and fire alarm as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Gambar 4.36 Spreadsheet LOPA gas dispersion dengan skenario kebocoran 150 mm pada node 9

Berdasarkan gambar 4.36 diketahui tingkat risiko awalnya $9.31\text{E-}04$ kemudian setelah adanya penambahan IPL berupa CO2 sistem, Temperature alarm, fire alarm dan gas detector nilai frekuensi tingkat risiko menjadi $4.35\text{E-}09$ pada node 9. Selanjutnya nilai frekuensi yang sudah di mitigasi di plotkan kembali ke F-N curve agar dapat diketahui frekuensi tersebut berada di tingkat yang bias diterima atau tidak. Berikut adalah tabel perhitungan ulang F-N curve dengan nilai frekuensi setelah di mitigasi kemudian tingkat risiko dari frekuensi atau node yang telah di mitigasi sudah dalam kategori diterima atau belum dapat dilihat pada F-N Curve pada gambar 4.37 dibawah ini.

Tabel 4. 39 Rekapitulasi gas dispersion untuk skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi

Node	Lokasi	Fatalitas	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1, 4	LNG			
	Discharge to Manifold I	16	$5.07\text{E-}06$	$5.07\text{E-}06$
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	$1.32\text{E-}04$	$1.37\text{E-}04$
	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	$8.62\text{E-}05$	$2.23\text{E-}04$
7	Storage Tank Area on FP	10	$2.41\text{E-}05$	$2.47\text{E-}04$
8	BOG Compressor	6	$1.79\text{E-}04$	$4.26\text{E-}04$
9	Regasification	6	$4.35\text{E-}09$	$4.26\text{E-}04$



Gambar 4.37 F-N Curve gas dispersion dengan skenario kebocoran 150 mm setelah mitigasi

4.8.6 Rekapitulasi Mitigasi

Setelah melakukan mitigasi pada node tertentu yang berada pada level risiko unacceptable dengan penambahan IPL (Indeks Protection Layer). Berikut rekapitulasi rekomendasi penambahan safety devices berdasarkan kondisi terhadap corresponding node dapat dilihat pada tabel 4.40 dibawah ini.

Tabel 4. 40 Rekomendasi penambahan Safety devices pada setiap corresponding node

Corresponding Node / Location	Safety Devices
3 & 6	Temperature alarm, Pressure alarm, Gas Detector, Fire Alarm
7	Fire Alarm, Pressure Alarm, Gas Detector
8	CO2 sistem, Gas Detector, Temprature Alarm, Pressure Alarm, Fire Alarm
9	CO2 sistem, Gas Detector, Temprature Alarm, Pressure Alarm, Fire Alarm, BOG Compressor

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil dari penilaian risiko pada proses *ship-to-ship transfer* LNG Vessel dengan pembangkit listrik terapung didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan identifikasi bahaya pada proses STS dan suplai gas ke engine dengan menggunakan metode HAZOP, potensi bahaya yang diperkirakan sering terjadi yaitu LNG release melalui valve. Hal itu membuat terjadi potensi bahaya yaitu *jet fire*, *flash fire*, *gas dispersion* dan *explosion*.
2. Analisa frekuensi bahaya menggunakan tiga skenario kebocoran yaitu small bore (10 mm), medium bore (50 mm), dan full bore (150 mm) dan frekuensi potensi bahaya yang paling besar adalah gas dispersion dengan nilai 4.00×10^{-3} per tahun.
3. Dari hasil representasi risiko pada ketiga skenario bahaya yaitu *jet fire*, *flash fire*, *gas dispersion* dan *explosion* dengan tiga macam skenario kebocoran di dapatkan tingkat risiko yang harus di mitigasi yaitu *Jet fire* dengan skenario kebocoran *medium bore (50 mm)* pada node 8 dan 9 dan *full bore (150 mm)* pada node 7,8 dan 9, *Gas dispersion* disemua skenario kebocoran yaitu *small bore (10 mm)* pada node 3&6, 7,8 dan 9, *medium bore (50 mm)* pada node 3&6, 7,8 dan 9, dan *full bore (150 mm)* pada node 9.
4. Berdasarkan hasil fire modelling dengan menggunakan *software* di dapatkan konsekuensi yang dampak pada receiver paling besar yaitu *flash fire*.
5. Dari hasil mitigasi, pada skenario jet fire untuk skenario kebocoran *medium* dan *full bore* ditambahkan IPL berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector*, BOG compressor sebagai *redundant* sistem pada node 8 dan CO2 sistem pada sekitar *engine room* dan *gas valve unit rooms* serta LNG storage area. Untuk skenario *Gas dispersion* dengan semua skenario kebocoran dan pada node 3&6, 7, 8, 9 perlu ditambahkan *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector*, dan CO2 sistem serta *fire alarm* dan ESD pada node yang sesuai sehingga hal ini dapat mengurangi frekuensi tingkat risiko pada lokasi atau node tersebut.

5.2 Saran

Setelah dilakukan penilaian risiko pada proses *ship-to-ship transfer* LNG Vessel dengan pembangkit listrik terapung didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada proses identifikasi bahaya dikarenakan floating power plant tersebut masih desain konseptual diperlukannya diskusi atau interview lebih lanjut dengan orang yang lebih ahli untuk memvalidasi apakah sistem dan P&ID yang dibuat benar dan di sesuaikan kondisi aktual. Dan diperlukan interview dengan orang yang sudah ahli dalam bidang tersebut, sehingga HAZOP akan menjadi lebih detail.
2. Perlu dilakukan pembelajaran *software* lebih mendalam untuk mendapatkan hasil analisa konsekuensi yang benar dan penginterpretasi hasil numerik yang baik dan benar.
3. Sebaiknya untuk merepresentasikan risiko digunakan metode lain selain *F-N curve* dengan standar HKRG, untuk melihat perbedaan hasil representasi sehingga dapat dibandingkan antara metode satu dengan lainnya.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR PUSTAKA

- Aliyah, Y. (2014). *Analisa risiko sosial pada terminal penerima LNG Pesanggaran dengan Metode Fire and Explosion Modelling. Studi Kasus : Terminal LNG Pesanggaran Surabaya*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Boot, H. (2015). *SAPHEDRA - Building a European Platform for evaluation of consequence models dedicated to emerging risk*. TNO .
- Center for Chemical Process Safety , John Wiley & Sons. (2001). *Layer of Protection Analysis: Simplified Process Risk Assessment*,. *AIChE*.
- Esteban J.Bernechea,Josep Arnaldos. (2014). Optimizing the design of storage facilities through the application of ISD and QRA. *Process Safety and Environmental Protection*, 598-615.
- Fauzi, F. R. (2016). *PENILAIAN RISIKO SOSIAL UNLOADING MUATAN PADA TERMINAL PENERIMA CNG Studi Kasus : TERMINAL PENERIMA CNG DI PEMBANGKIT LOMBOK PEAKER*. Surabaya.
- Hong Kong Government Planning Department's Societal Risk Criteria for potentially hazardous. (1994). *Properties of F-N Curve*. HKRG.
- I Made Ariana, A.A Masroeri, AAB Dinariyana DP. (2017). LNG Fueled Passenger Ships in Indonesia. *International Symposium on Marine Engineering (ISME)* . Tokyo, Japan.
- I Made Ariana, Hari Prastowo, Aldio Paruna. (2017). Design of 100 MW LNG Floating Barge Power. *International Journal of Marine Engineering Innovation and Research*, 120-127.
- Ketut Budha Artana, AAB Dinariyana. (2015). *Teori keandalan sistem dan aplikasinya* . Surabaya: Guna Widya.

- Pangestu, S. (2017). *PENILAIAN RISIKO SOSIAL PADA KAPAL PENUMPANG SAAT MELAKUKAN PENGISIAN BAHAN BAKAR LNG*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Prasetya, R. (2013). *Societal Risk Assessment Akibat Kebakaran dan Ledakan dengan Metode LOPA. Studi Kasus : Mini LNG Terminal PLN Batam*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember .
- Priyanta, D. (2000). *Keandalan Dan Perawatan*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- PT.PLN. (2017). *Rencana Umum Pembangkit Tenaga Listrik 2017-2026*. Jakarta: Kementrian ESDM.
- Roldan, D.W. de Souza, G.F.M. (2012). *Risk Based Analysis of LNG Carriers Loading and Unloading Operating*. Sao Paulo: Polytecnic School, University of Sao Paulo.
- Stavrou, & Ventikos. (2014). *Robust Evaluation of Risks in Ship-to-Ship Transfer Operations: Application of the STOCHASTIC UTA Multicriteria Decision Support Method*.
- Swedish Martine Technology Forum. (n.d.). *LNG Ship To Ship Bunkering Procedure*. Swedish Martine Technology Forum.
- Thomas F Barry, P. (n.d.). *Risk-Informed, Perfomance-Based, Industrial Fire Protection*.
- Wartsila. (n.d.). *WSD59 6.5K 6,500 M3 LNG BUNKERING VESSEL, TYPE 2G*. Wartsila.
- YUN, G. W. (2007). *BAYESIAN-LOPA METHODOLOGY FOR RISK ASSESSMENT OF*. Texas: Texas A&M University.

LAMPIRAN A (HAZOP)

- NODE 1

Study Title: Node 1							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar		Temperature : -162 C
		Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	NV-01, NV-02 Blocked & FV-02 , FV-03 Blockage	No LNG supply into insulated piping until the flexible hose	install the flow metre and flow transmitter after valve NV-01, FV-02, NV-02, FV-03	Situation is not acceptable	Visual check is a must before operate	Discharge location
2	NO	NO FLOW (Gas Return)	1. PV-02 Blocked 2. MV-01 Close	No Gas return into bunker vessel Supply LNG for discharge system disruption	None Shown	Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging , install the flow transmitter	Discharge location
3	MORE	MORE TEMPRATURE	External Heat	Liquid will be change to gas phase	Insert the temprature indicator (TI)	Situation is not acceptable	Visual check for all equipment is mandatory and system especially routine check the	Discharge location
4	MORE	MORE PRESSURE	Uncontrol evaporation	pipe rupture because overpressure and leads jet fire, explosion, etc	Insert the safety valve, pressure indicator and pressure transmitter, and insert gas detector	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT	Discharge location

Lanjutan dari node sebelumnya

Study Title: Node 1							Sheet: 2 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar Operating Pressure : 3.5 Bar	Temperature : -162 C		
		Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)						
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
5	Reserve	Reverse Flow	Receiver tank for the reverse flow (LNG storage tank) will get maximum capacity	Cause reverse flow will damaged the equipment	Overflow valve (use for reverse LNG)	Situation Acceptable	install the overflow (OV-01)	Discharge location
6	As Well As	As well as contamination	uncomplete inerting gas system and purging	if there is flammable gas remaining, it will increase the potential of explosion	Gas Chromatograph	Situation is not acceptable	Re-Check after inerting and purging and check the contain	Discharge Location System
			the presence of the other gases in lng system	and if the other gas is non-flammable it will be decrease the quality of LNG				
			Valve PV-01 failed to close	decrease the amount transfer lng to receiver tank			Visual check is a must before operate	
7	As Well As	As well as Corrosion	Too much contain of water , sourgas (H2S) and oxygen in pipe line	Corrosion lead the leakage after that explosion, jet fire, flash fire or gas dispersion will happen	Do completely N2 inert process , Integrity Piping	Situation not acceptable	Coating Protection, Mandatory to check the thicknes of pipe continuously	Discharge location

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 1							Sheet: 3 of 3		
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:		
Part Considered:		Discharge System							
Design Intent:		Material: LNG			Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar		Temprature : -162 C	
		Source: LNG STORAGE TANK 1 (BUNKER VESSEL)				Operating Pressure : 3.5 Bar			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To	
8	Other Than	other than destination	leakage due to pipe rupture before the lng reach the destination	enviromental effect and lead to jet fire, Flash Fire,Explosion and gas dispersion	Flow Sensor	Situation not acceptable	located the flow sensor for trip as close as possible to the manifold	Discharge location	
					Integrity Pipe				
9	Less	Less Flow	LNG Pump failed to operate	Less LNG flow to manifold 1	None Shown	Situation Not Acceptable	Do the maintenance and inspection periodically		
10	Late	Late Fire Supressor	Gas detector fail to detect gas release	lead to gas dispersion, jet fire, flash fire	None Shown	Situation Not Acceptable	Periodically Check the instrument		
11	No	No Flow (N2 Gas in LNG Bunker Vessel)	Valve MV-09, MV-10, MV-11, MV-12 Blocked	No N2 Gas supply, Inerting gas process interrupt, if there is a interrupt inerting process possible there is a flammable gas will lead the explosion	Insert flow meter	Situation not acceptable	Routine check the valve and inspect the instrument device function		

- NODE 2

Study Title: Node 2							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Manifold 2	Design Pressure : 5 Bar		Temprature : -162 C	
		Source: Manifold 1			Operating Pressure : 3.5 Bar			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	No	No Flow	Connection between manifold 1 with flexible hose is disconnected	No Supply LNG	None Shown	Situation not acceptable	add the ESD before fleksible hose	Transferring System
2	Less	Less Flow	Leakage of pipeline on manifold 1 connection with fleksible hose	No Supply LNG	None Shown	Situation not acceptable	Routine check pipe and connections, Install Flow meter	Transferring System
				environmental effect such as jet fire, flash fire, etc				
3	No	No Pressure	leakage on pipeline during transferring process	No supply LNG and leakage lead the jet fire, flash fire, etc	None Shown	Situation not acceptable	Routine checkand make sure the safety valve work normally	Transferring System
4	Less	Less Pressure	leak on fleksible Hose	Transferring system need more time of the actual time	None Shown	Situation not acceptable	Routine checkand make sure the safety valve work normally	Transferring System

- NODE 3

Study Title: Node 3							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar	Temperature : -162 C	
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	Valve NV-04, NV-05, NV-06, NV-07, NV-08, NV-09, NV-10 Blocked	No Supply LNG	Install flow meter and flow transmitter after NV-01, NV-02, NV-03, NV-04, NV-05, NV-06, NV-07	Situation is not acceptable	inspection periodically and recheck before operation	Receiving Tank
			Valve HV-01, HV-02, HV-03, HV-04, HV-05, HV-06, HV-07 Blocked	ME Shutdown				
2	NO	NO FLOW (GAS RETURN)	Valve PV-04, PV-05, PV-06, PV-07, PV-08, PV-09, PV-10 Blocked	No Gas Return, LNG supply disruption	Install flow meter and flow transmitter after PV-04, PV-05, PV-06, PV-07, PV-08, PV-09, PV-10	Situation is not acceptable	inspection periodically and recheck before operation	
4	MORE	MORE PRESSURE	Valve leakage	pipe rupture because overpressure and lead to Jet fire, Flash Fire, Explosion, Gas Dispersion	Insert the safety valve, pressure indicator and pressure transmitter, and insert gas detector	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT	Receiving Tank
5	MORE	MORE TEMPRATURE	External Heat	liquid will be changed to gas phase	Insert the temprature indicator (TI)	Situation is not acceptable	Visual check for all equipment is mandatory and system especially routine check the temprature indicator	Receiving Tank

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 3							Sheet: 2 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar	Temperature : -162 C	
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
6	As Well As	As well as contamination	uncomplete inerting gas system and purging the presence of the other gases in lng system Valve PV-01 failure to close	if there is flammable gas remaining, it will increase the potential of explosion and if the other gas is non-flammable it will be decrease the quality of LNG decrease the amount transfer lng to receiver tank	Gas Chromatograph	Situation is not acceptable	Re-Check after inerting and purging and check the contain	Receiving Tank
7	As Well As	As well as Corrosion	Too much contain of water , sourgas (H2S) and oxygen in pipe line	Corrosion lead the leakage after that explosion, jet fire, flash fire or gas dispersion will happen	Do completely N2 inert process , Integrity Piping	Situation not acceptable	Coating Protection, Mandatory to check the thicknes of pipe continuously	Receiving Tank
8	Reverse	Reserve Flow	Valve NV-04, NV-05, NV-06, NV-07, NV-08, NV-09, NV-10 Failure	Back flow into source tank		Situation not acceptable	Recheck prosedure before begin operation	Receiving Tank

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 3							Sheet: 3 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 1-7					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar	Temprature : -162 C	
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
9	NO	NO FLOW (N2 GAS IN RECEIVER VESSEL)	Valve MV-20 , MV-21, MV-22, MV-23 Blocked	No N2 Gas supply, Inerting gas process interrupt, if there is a interrupt inerting process possible there is a flammable gas will lead the explosion	Insert flow meter	Situation not acceptable	Routine check the valve and inspect the instrument device function	Receiving Tank

- NODE 4

Study Title: Node 4							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar Operating Pressure : 3.5 Bar		Temperature : -162 C	
		Source: LNG STORAGE TANK 2 (BUNKER VESSEL)						
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	NV-11, NV-12 Blocked & FV-05 , FV-06 Blockage	No LNG supply into insulated piping until the flexible hose	flow meter, flow transmitter	Situation is not acceptable	Visual check is a must before operate and install the flow metre and flow transmitter after valve NV-11, FV-02, NV-12, FV-05, FV-06	Discharge location
2	NO	NO FLOW (Gas Return)	1. PV-12 Blocked	No Gas return into bunker vessel	flow transmitter	Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging , install the flow transmitter	Discharge location
			2. MV-24 Close	Supply LNG for discharge system disruption				
3	MORE	MORE TEMPRATUR E	External Heat	Liquid will be change to gas phase	Insert the temprature indicator (TI)	Situation is not acceptable	Visual check for all equipment is mandatory and system especially routine check the temprature indicator	Discharge location
4	MORE	MORE PRESSURE	Uncontrol evaporation	pipe rupture because overpressure and leads jet fire, explosion, etc	Insert the safety valve, pressure indicator and pressure transmitter, and insert gas detector	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT	Discharge location

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 4							Sheet: 2 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar Operating Pressure : 3.5 Bar		Temperature : -162 C	
		Source: LNG STORAGE TANK 2 (BUNKER VESSEL)						
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
5	Reserve	Reverse Flow	Receiver tank for the reverse flow (LNG storage tank) will get maximum capacity	Cause reverse flow will damaged the equipment	Overflow valve (use for reverse LNG)	Situation Acceptable	install the overflow (OV-02)	Discharge location
6	As Well As	As well as contamination	uncomplete inerting gas system and purging	if there is flammable gas remaining, it will increase the potential of explosion	Gas Chromatograph	Situation not acceptable	Re-Check after inerting and purging and check the contain	Discharge location
			the presence of the other gases in lng system	and if the other gas is non-flammable it will be decrease the quality of LNG				
			Valve PV-11 blocked	decrease the amount transfer lng to receiver tank				
7	As Well As	As well as Corrosion	Too much contain of water , sourgas (H2S) and oxygen in pipe line	Corrosion lead the leakage after that explosion, jet fire, flash fire or gas dispersion will happen	Do completely N2 inert process , Integrity Piping	Situation not acceptable	Coating Protection, Mandatory to check the thicknes of pipe continuously	Discharge location

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 4							Sheet: 2 of 3		
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:		
Part Considered:		Discharge System							
Design Intent:		Material: LNG			Destination: Manifold 1	Design Pressure : 5 Bar Operating Pressure : 3.5 Bar		Temprature : -162 C	
		Source: LNG STORAGE TANK 2 (BUNKER VESSEL)							
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To	
8	Less	Less Flow	LNG Pump failed to operate	Less LNG Flow to transfer	None Shown	Situation not acceptable	Do the maintenance and inspection periodically	Discharge Location	
9	Late	Late Fire Suppressor	Gas detector fail to detect gas release	Gas Dispersion and Explosion will happen	None Shown	Situation not acceptable	Routine check and inspect the instrument devices	Discharge Location	
10	Other Than	other than destination	leakage due to pipe rupture before the lng reach the destination	enviromental effect and lead to jet fire, Flash Fire,Explosion and gas dispersion	Flow Sensor		located the flow sensor for trip as close as possible to the manifold	Discharge location	
					Integrity Pipe				
11	NO	NO FLOW (N2 GAS IN LNG BUNKER VESSEL)	Valve MV-32 , MV-33, MV-34, MV-35 Blocked	No N2 Gas supply, Inerting gas process interrupt, if there is a interrupt inerting process possible there is a flammable gas will lead the explosion	Insert flow meter, Flow transmitter	Situation not acceptable		Discharge location	

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 5							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: Manifold 2	Design Pressure : 5 Bar		Temprature : -162 C
		Source: Manifold 1				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	No	No Flow	Connection between manifold 1 with flexible hose is connected	No Supply LNG	None Shown	Situation not acceptable	add the ESD before fleksible hose	Transferring System
2	Less	Less Flow	Leakage of pipeline on manifold 1 connection with fleksible hose	No Supply LNG	None Shown	Situation not acceptable	Routine check pipe and connections, Install Flow meter	Transferring System
				environmental effect such as jet fire, flash fire, etc				
3	No	No Pressure	leakage on pipeline during transferring process	No supply LNG and leakage lead the jet fire, flash fire, etc	None Shown	Situation not acceptable	Routine checkand make sure the safety valve work normally	Transferring System
4	Less	Less Pressure	leak on fleksible Hose	Transferring system need more time of the actual time	None Shown	Situation not acceptable	Routine checkand make sure the safety valve work normally	Transferring System

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 6							Sheet: 1 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar	Temprature : -162 C	
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	Valve NV-14, NV-15, NV-16, NV-17, NV-18, NV-19, NV-20 Blocked	No Supply LNG	Install flow meter and flow transmitter after NV-14, NV-15, NV-16, NV-17, NV-18, NV-19, NV-20		Recheck prosedure before begin operation	Receiving Tank
			Valve HV-01, HV-02, HV-03, HV-04, HV-05, HV-06, HV-07 Blocked	ME Shutdown				
2	NO	NO FLOW (GAS RETURN)	Valve PV-04, PV-05, PV-06, PV-07, PV-08, PV-09, PV-10 Blocked	No Gas Return, LNG supply disruption	Install flow meter and flow transmitter after PV-04, PV-05, PV-06, PV-07, PV-08, PV-09, PV-10		Visual check is a must before operate	
4	MORE	MORE PRESSURE	Valve leakge	Pipe rupture, Valve blocked	pipe leakage because overpressure and lead to Jet fire, Flash Fire, Explosion, Gas Dispersion	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT	Receiving Tank
5	MORE	MORE TEMPRATUR E	Environmental heat during operation	LNG changed phase into Natural Gas	Insert the temprature indicator (TI)	Situation is not acceptable	Visual check for all equipment is mandatory and system especially routine check the temprature indicator	Receiving Tank

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 6							Sheet: 2 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar	Temperature : -162 C	
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
6	NO	NO FLOW (N2 GAS IN BUNKER VESSEL)	Valve MV-43 , MV-44, MV-45, MV-46 Blocked	No N2 Gas supply, Inerting gas process interrupt, if there is a interrupt inerting process possible there is a flammable gas will lead the explosion	Insert flow meter	Situation not acceptable	Routine check the valve and inspect the instrument device function	Receiving Tank
7	As Well As	As well as contamination	uncomplete inerting gas system and purging	if there is flammable gas remaining, it will increase the potential of explosion	Gas Chromatograph	Situation is not acceptable	Re-Check after inerting and purging and check the contain	Receiving Tank
			the presence of the other gases in lng system	and if the other gas is non-flammable it will be decrease the quality of LNG				
			Valve PV-11 failed to close	decrease the amount transfer lng to receiver tank				

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 6							Sheet: 3 of 3	
Drawing No :		GFS 01 / P&ID LNG STORAGE VESSEL TANK 8-16					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: LNG storage tank On Receiving vessel	Design Pressure : 5 Bar		Temperature : -162 C
		Source: Manifold 2				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
8	As Well As	As well as Corrosion	Too much contain of water , sourgas (H2S) and oxygen in pipe line	Corrosion lead the leakage after that explosion, jet fire, flash fire or gas dispersion will happen	Do completely N2 inert process , Integrity Piping	Situation not acceptable	Coating Protection, Mandatory to check the thicknes of pipe continuously	Receiving Tank
9	Reverse	Reserve Flow	Valve NV-14, NV-15, NV-16, NV-17, NV-18, NV-19, NV-20 Failure	Back flow into source tank			Recheck prosedure before begin operation	Receiving Tank
10	Other Than	other than destination	leakage due to pipe rupture before the lng reach the destination	enviromental effect and lead to jet fire, Flash Fire,Explosion and gas dispersion	Flow Sensor		located the flow sensor for trip as close as possible to the manifold	Receiving Tank
					Integrity Pipe			

Study Title: Node 7							Sheet: 1 of 2	
Drawing No :		GFS 02/ P&ID ENGINE FUEL SYSTEM					Date:	
Part Considered:		Discharge System						
Design Intent:		Material: LNG			Destination: Pump on floating power plant	Design Pressure : 5 Bar		Temprature : -162 C
		Source: Manifold 3 On Receiving Tank				Operating Pressure : 3.5 Bar		
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (LNG)	Valve MV-01,MV-02, MV-03, MV-04, MV-05, MV-06, MV-07, MV-08, MV-09, MV-10, MV-11, MV-12, MV-13, MV-14, MV-15, MV-16 blocked	No supply LNG, ME Shutdown	Insert Flow Meter, Flow Transmitter	Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging	Discharging on LNG storage tank
2	NO	NO FLOW (GAS RETURN)	Valve PV-01, PV-02, PV-03, PV-04, PV-05, PV-06, PV-07, PV-08, PV-09, PV-10, PV-11, PV-12, PV-13, PV-14, PV-15, PV-16 blocked	No Gas return and LNG supply interrupt		Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging	Discharging on LNG storage tank
3	NO	NO FLOW (BOG)	Valve MV-17, MV-18, MV-19, MV-20, MV-21, MV-22, MV-23, MV-24, MV-25, MV-26, MV-27, MV-28, MV-29, MV-30, MV-31, MV-32 Blocked	ME Shutdown	Insert Flow Meter, Pressure Indicator	Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging	Discharging on LNG storage tank

Lanjutan dari sebelumnya

Study Title: Node 7								Sheet: 2 of 2	
Drawing No :		GFS 02/ P&ID ENGINE FUEL SYSTEM						Date:	
Part Considered:		Discharge System							
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Pump on floating power plant		Design Pressure : 5.5 Bar		Temperature : -162 C	
		Source: Manifold 3 On Receiving Tank				Operating Pressure :			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To	
4	MORE	MORE TEMPRAT URE	External Heat	liquid will be change to gas phase	Insert the safety valve, pressure indicator and pressure transmitter, and insert gas detector	Situation is not acceptable	Visual check for equipment is mandatory and system especially routine check the PI and PT		
5	MORE	MORE PRESSURE	LNGFeed pump failure	Pressure built up at LNGFeed Pump lead to pump damage		Situation is not acceptable	Visual and condition check before operate LNG discharging		

- Node 8

Study Title: Node 8								Sheet: 1 of 1	
Drawing No :		GFS 02/ P&ID ENGINE GAS FUEL SYSTEM						Date:	
Part Considered:		Transferring System							
Design Intent:		Material: BOG		Destination: Engine		Design Pressure : 5.5 Bar		Temperature :	
		Source: LNG STORAGE TANK				Operating Pressure :			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To	
1	NO	NO FLOW	Valve MV-36 , MV-37 Blocked	BOG unable supply to Power plant		Situation Not Acceptable	Routine check Valve before working		
2	NO	NO FLOW	Valve MV-38 Failure to close			Situation not acceptable	Routine check Valve before working		
3	NO	NO FLOW	Valve MV-58, Valve MV-59, Valve MV-60, Valve MV-61 Blocked	BOG unable supply to Power plant		Situation not acceptable			
4	NO	NO FLOW	Valve MV-58, Valve MV-59, Valve MV-60, Valve MV-61 Blocked	BOG unable supply to Power plant		Situation not acceptable			
5	NO	NO FLOW	BOG compressor failure	No BOG supply to power plant		Situation not acceptable	periodically check and add more BOG compressor as redundant system		
6	LESS	LESS PRESSURE	Valve SV-01, SV-02, SV-03, SV-04 malfunction	BOG Pressure doesn't match with the required of engine		Situation not acceptable			
7	NO	NO FLOW	Pipe rupture	loss of Natural Gas and lead the fire		Situation Not Acceptable			
8	NO	LESS FLOW (BOG COMPRESSOR)	BOG Compressor degradation	BOG supply to power plant engine decrease			Recheck prosedure and equipment before begin operation	BOG Compress or	

- Node 9

Study Title: Node 9							Sheet: 1 of 1	
Drawing No :		GFS 02/ P&ID ENGINE GAS FUEL SYSTEM					Date:	
Part Considered		Transferring System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Engine	Design Pressure : 5.5 Bar		Temprature :	
		Source: LNG STORAGE TANK(@FPP)			Operating Pressure :			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
1	NO	NO FLOW (FEED PUMP LNG)	MV-34 Blocked, pump failure	No supply LNG, ME Shutdown Pump Failure and LNG Flowrate to vaporizer is decrease	Pressure indicator instal feed pump more than 1 set as a redundancy system to increase flowrate	Situation is not acceptable	Recheck prosedure and equipment before begin operation	LNG Feed Pump
2	MORE	MORE PRESSURE (AT LNG FEED PUMP)	Pressure built up at LNG Feed Pump DSML-185	Pump Damaged	instal feed pump more than 1 set as a redundancy system	Situation is not acceptable	Visual Check all equipment and recheck the prosedure before begin operation	LNG Feed Pump
3	REVERSE	REVERSE FLOW	Valve NV-02 Failure	Back flow and lead to pump damaged		Situation is not acceptable	Recheck prosedure and equipment before begin operation	LNG Feed Pump
4	NO	NO FLOW (Vaporizer)	Valve MV-39 Blocked Vaporizer 1 performance degradation (LNG cant supply to vaporizer Natural Gas supply decrease	Vaporizer 2 as redundancy system	Situation is not acceptable	Recheck prosedure and equipment before begin operation	Vaporizer
5	NO	NO FLOW (ECONOMIZER)	Feed Pump Damage	No supply fresh water to economizer fresh water pump	Economizer 2 as a redundancy system		Visual Check all equipment and recheck the prosedure before begin operation	Economizers
			Valve MV-54 blocked					

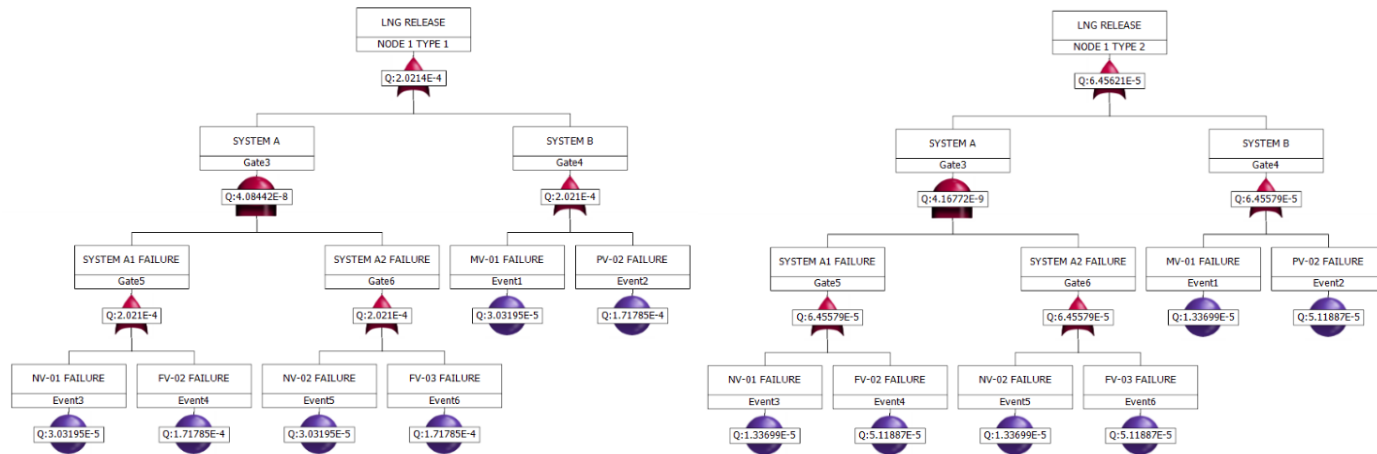
Lanjutan dari sebelumnya

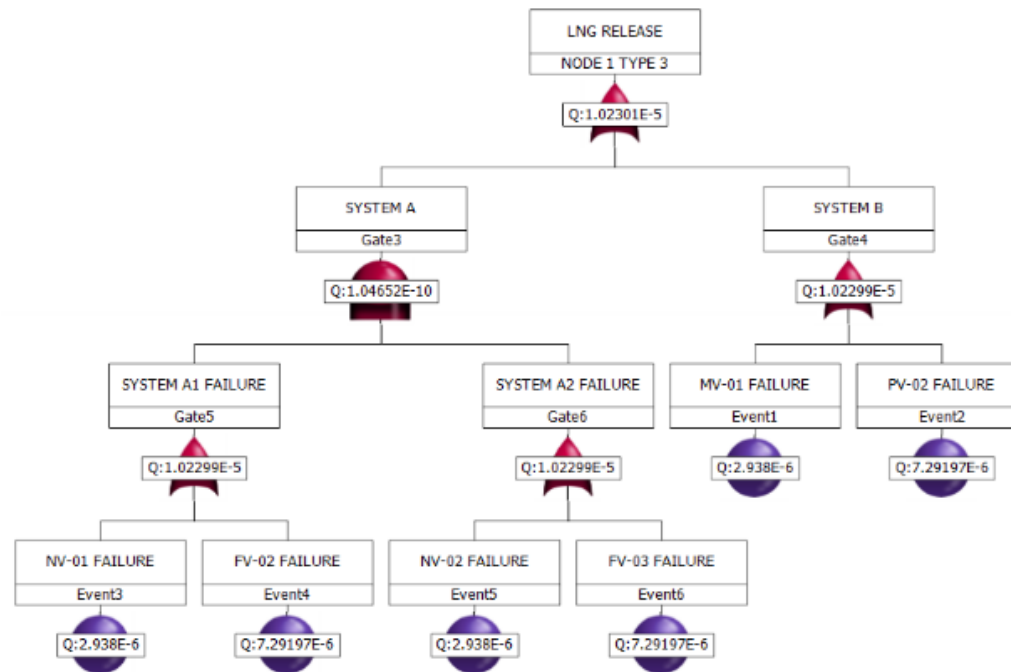
Study Title: Node 9							Sheet: 2 of 1	
Drawing No :		GFS 02/ P&ID ENGINE GAS FUEL SYSTEM					Date:	
Part Considered		Transferring System						
Design Intent:		Material: LNG		Destination: Engine	Design Pressure : 5.5 Bar		Temperature :	
		Source: LNG STORAGE TANK(@FPP)			Operating Pressure :			
No.	Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required	Action Allocated To
6	NO	NO FLOW	Valve SV-07 blocked	No NG Supply	Flow meter, Pressure Inidicator		recheck the prosedure before begin operation	
7	MORE	MORE PRESSURE	Pipe rupture	Overpressure lead the leakage from pipe rupture and then lead the gas dispersion, jet fire and flash fire	Pressure Transmitter, Pressure Indicator , Gas Chromatograph		Visual Check all equipment and recheck the prosedure before begin operation	
8	LESS	LESS PRESSURE	GVU Close SV-01 Close	Decrease the flow NG needed in engine No NG Supply			recheck the prosedure before begin operation	
9	MORE	MORE TEMPRATURE	Heat Enviroment during operation	lead to pipe rupture because of overpressure and it will trigger the occurance like jet fire, flash fire, gas dispersion	Flow meter, Integrity Piping		Visual Check all equipment and recheck the prosedure before begin operation	
				GVU Leakage	Make the GVU room with Double Door room access with venting		recheck the prosedure before begin operation	

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

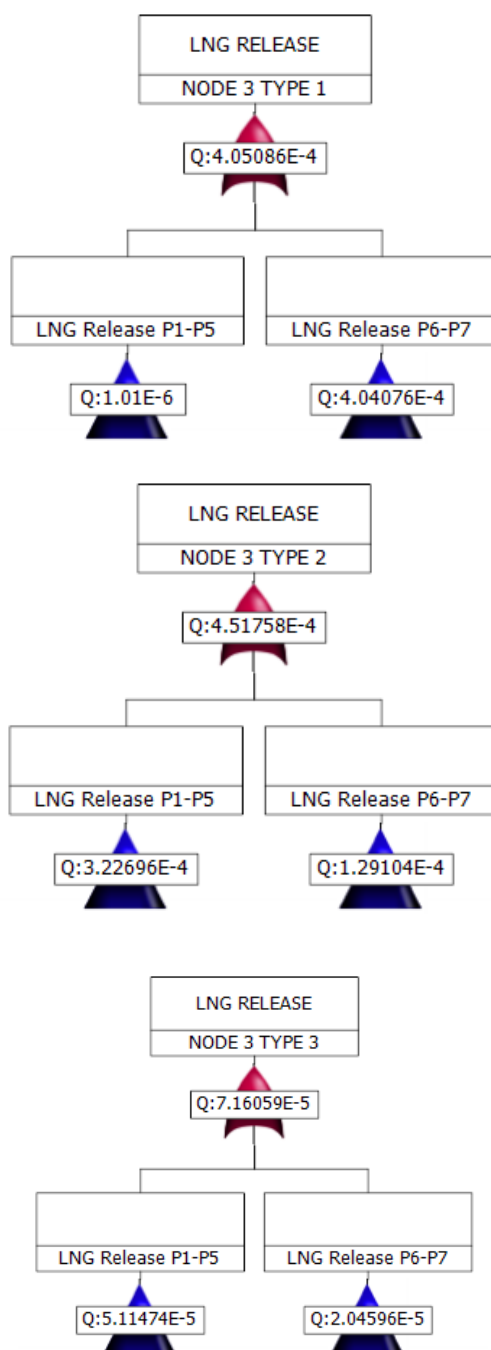
LAMPIRAN B (FAULT TREE ANALYSIS)

- Node 1 (Bore type 1 (3-10 mm), type 2(10-50 mm), type 3(50-150mm))

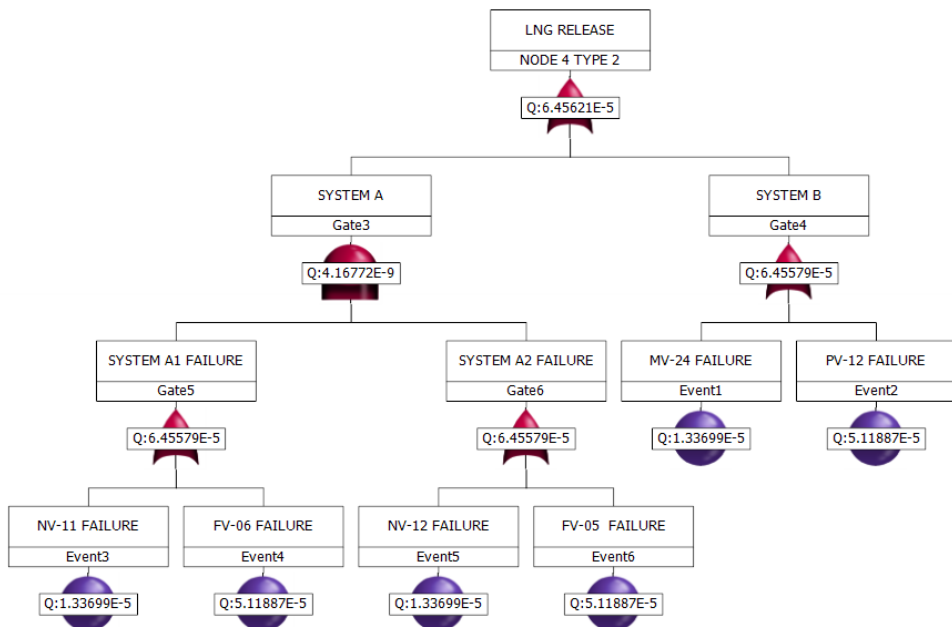
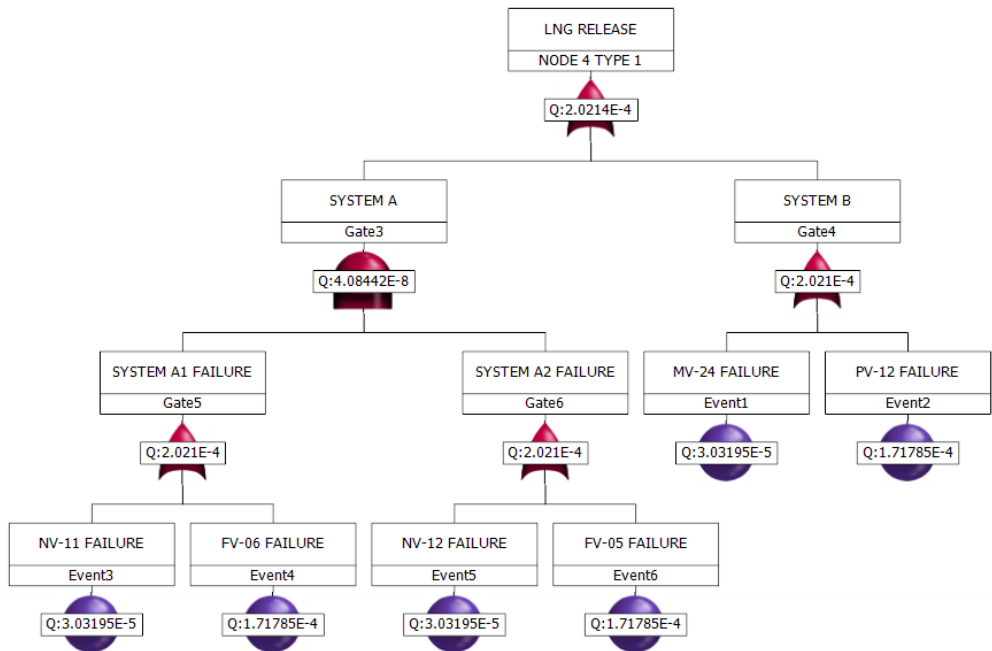




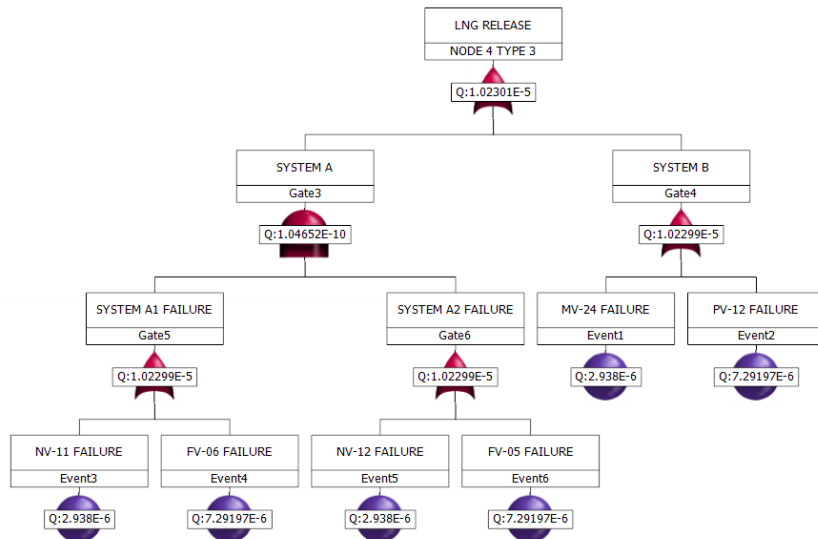
- Node 3



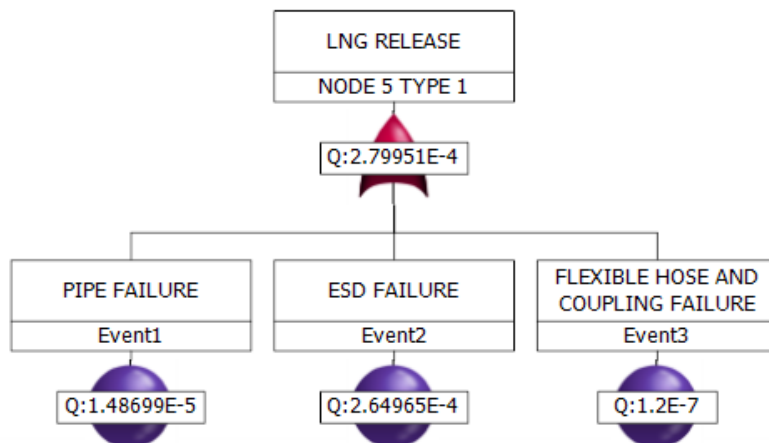
- Node 4



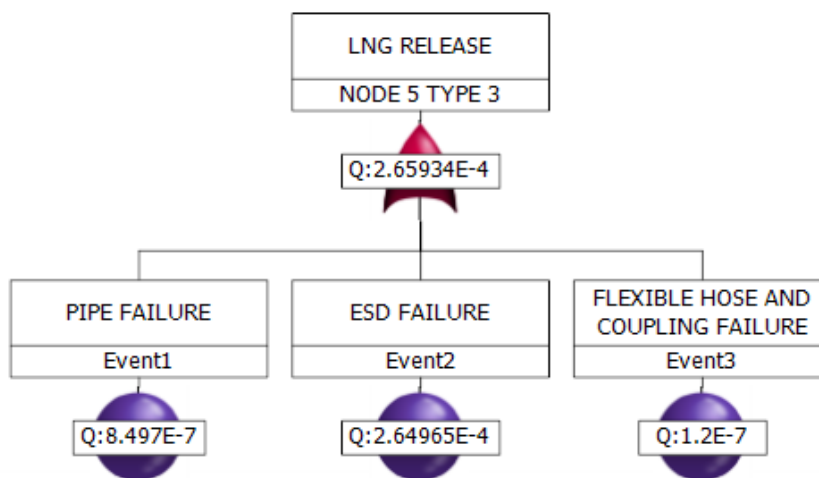
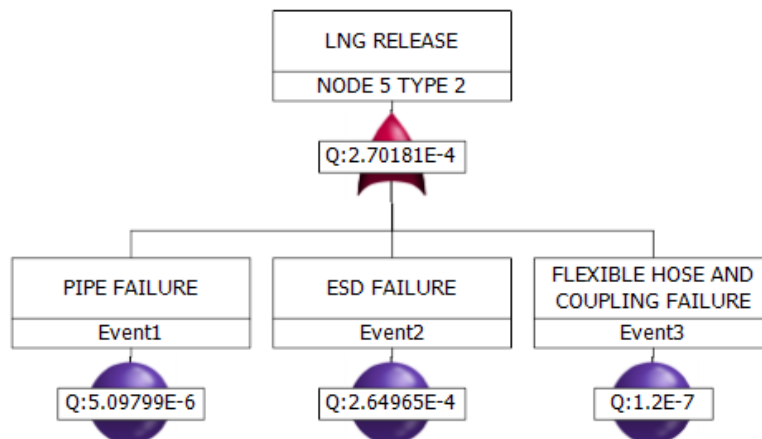
Lanjutan dari halaman sebelumnya



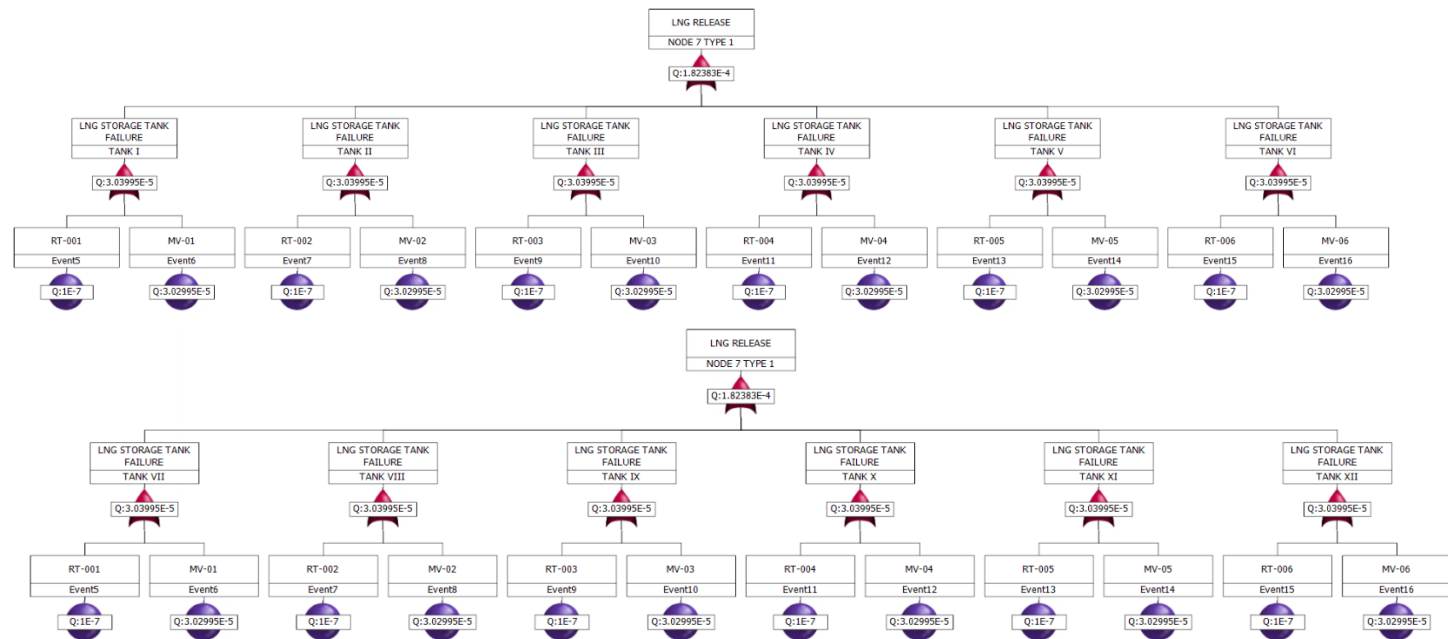
- Node 5



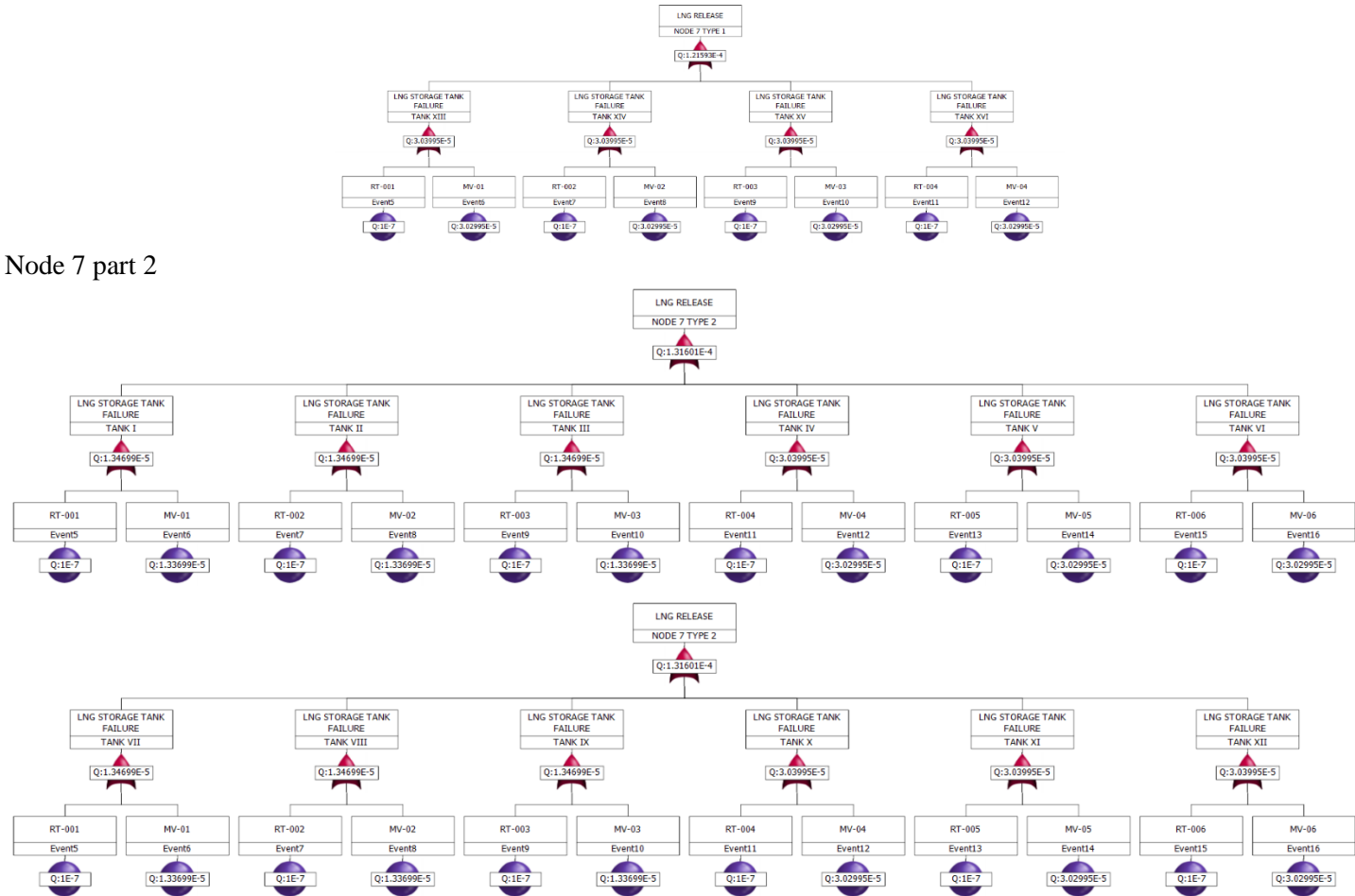
Lanjutan dari halaman selanjutnya

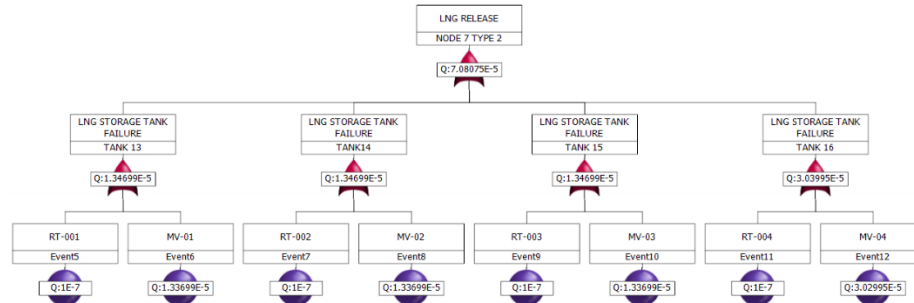


- Node 7 part 1

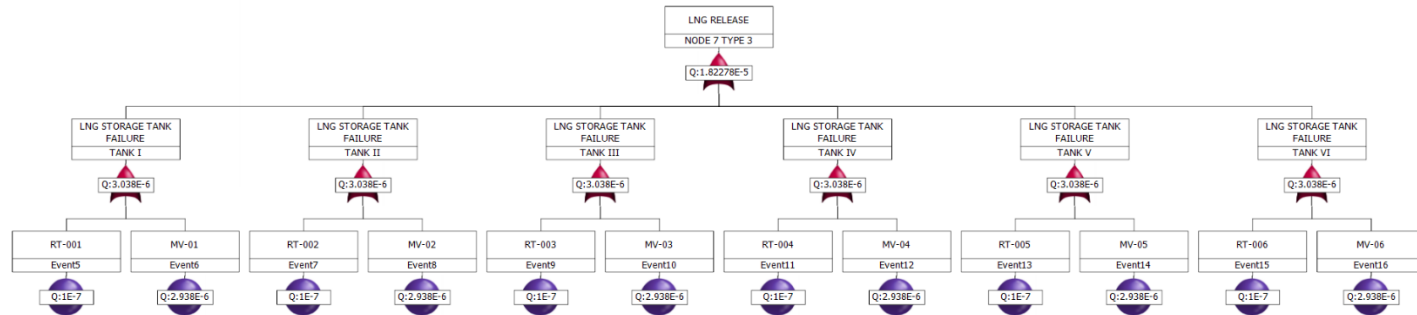


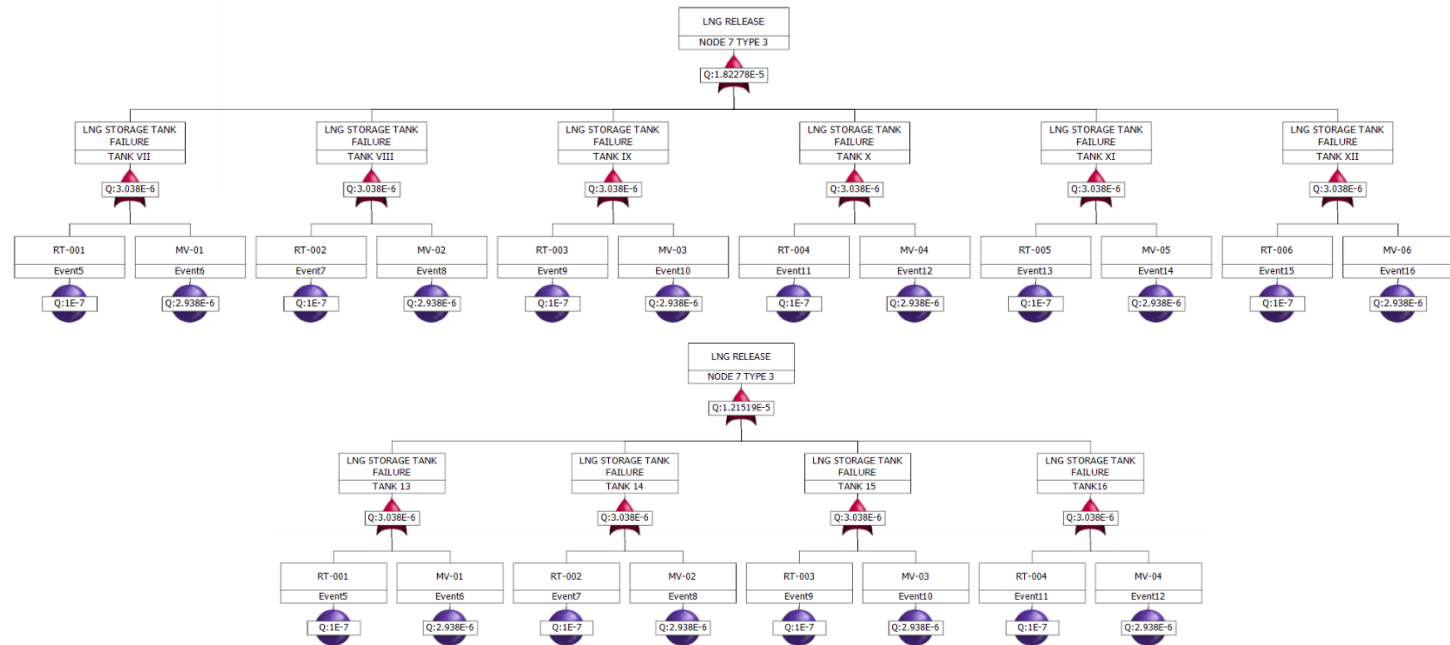
- Node 7 part 2



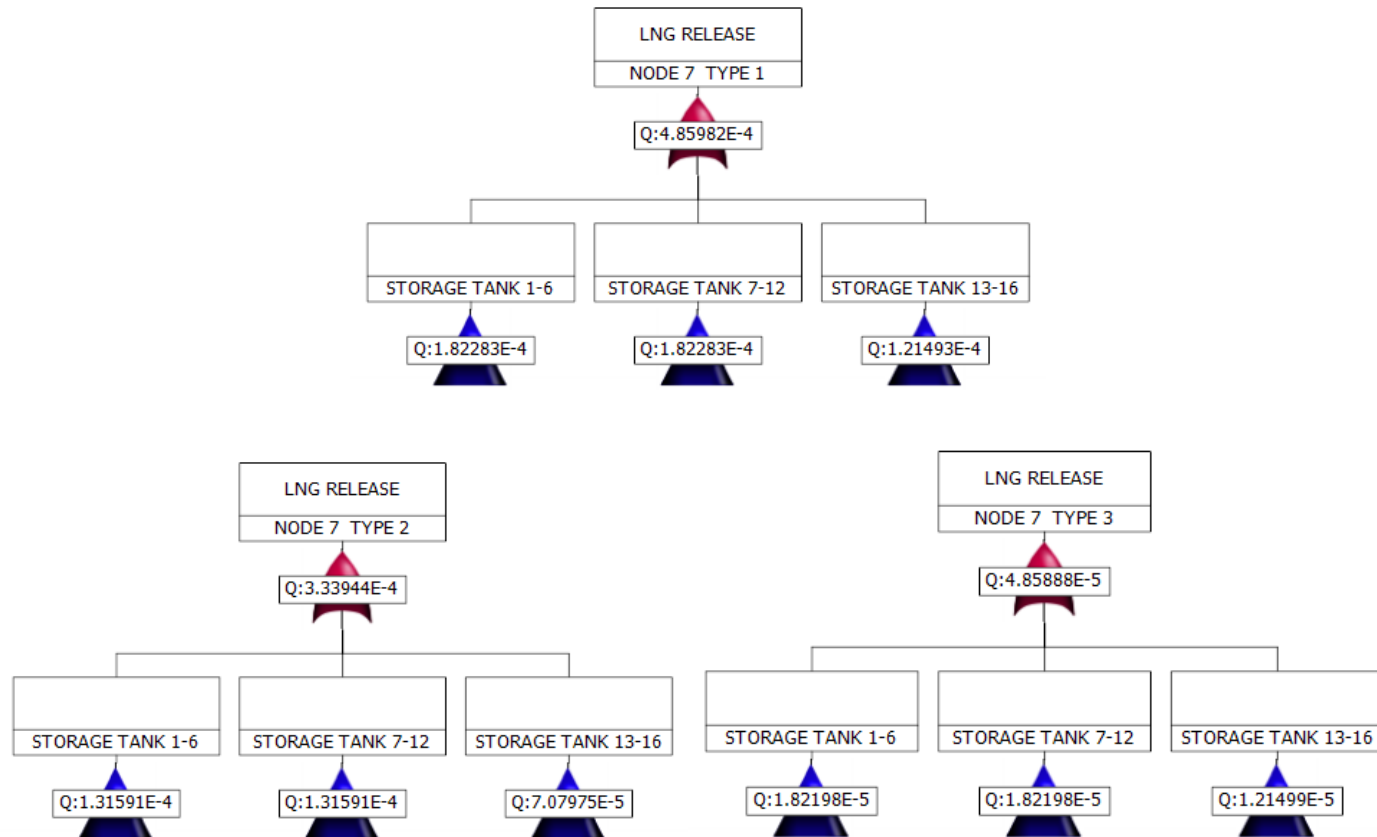


- Node 7 part 3

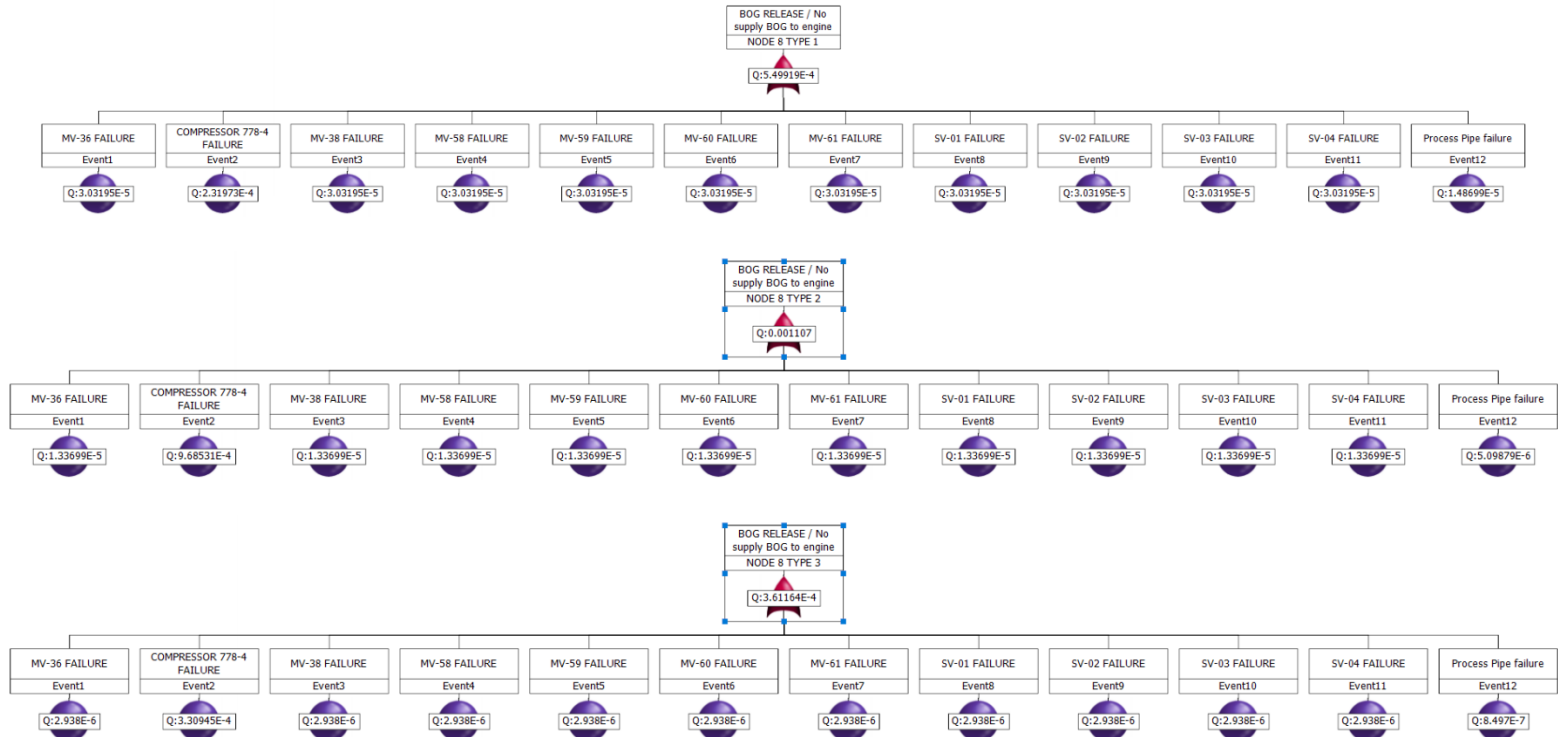




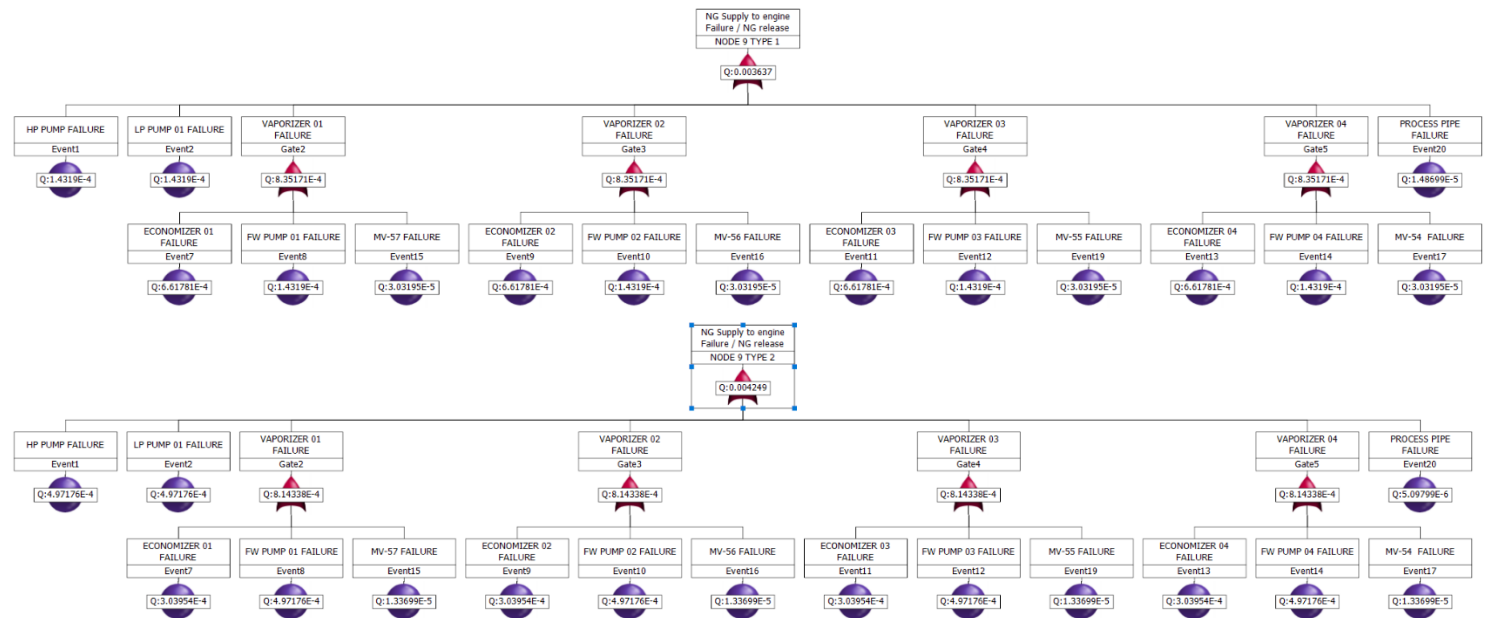
- Node 7 final

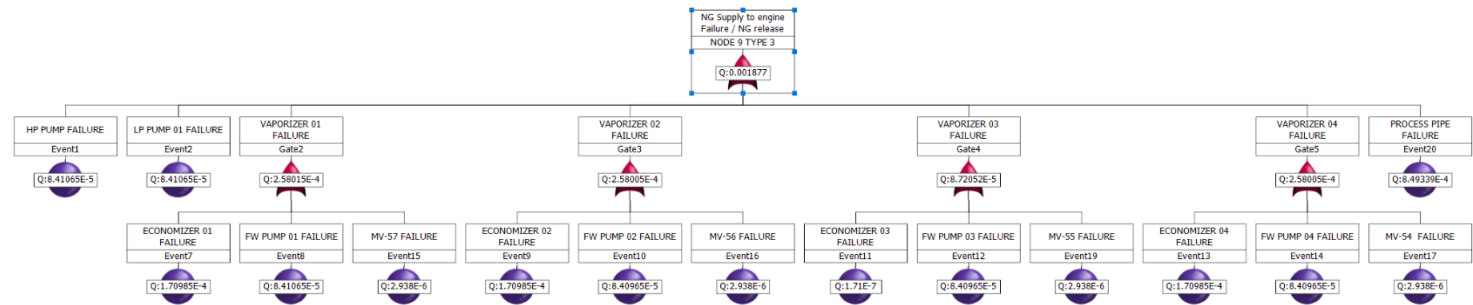


- Node 8



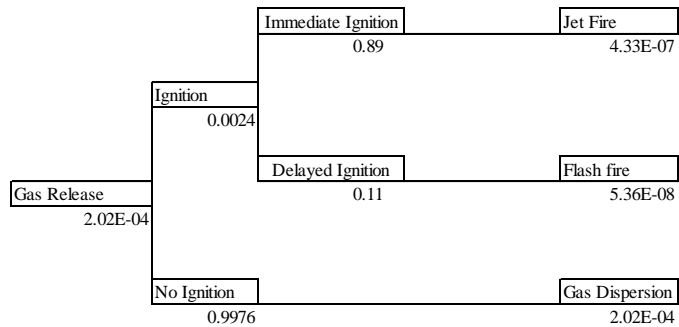
- Node 9



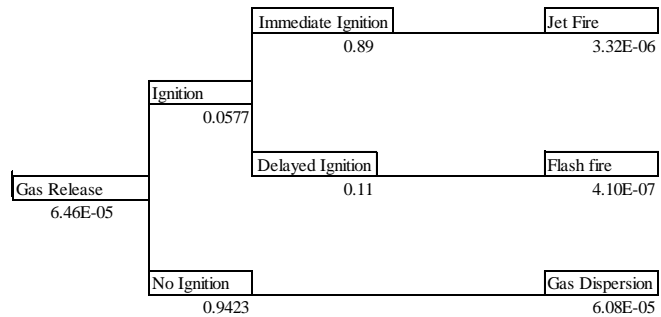


LAMPIRAN C (EVENT TREE ANALYSIS)

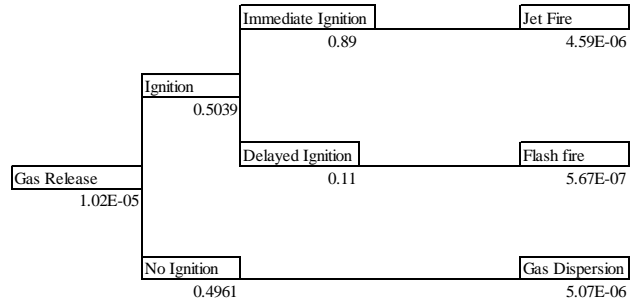
Node 1 Small
Flow release 0.923761333 kg/s
Ignition Prob OGP
Type



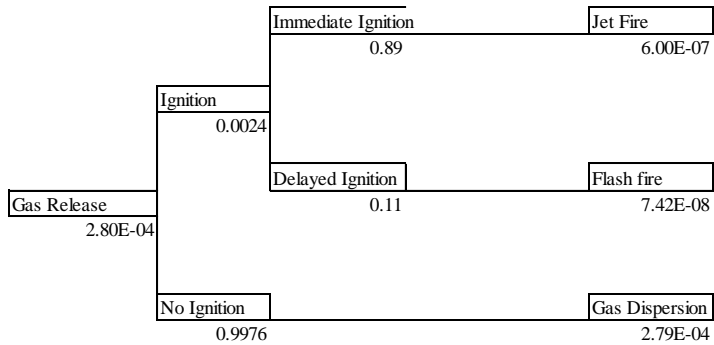
Node 1 Medium
Flow release 23.09403332 kg/s
Ignition Prob OGP
Type



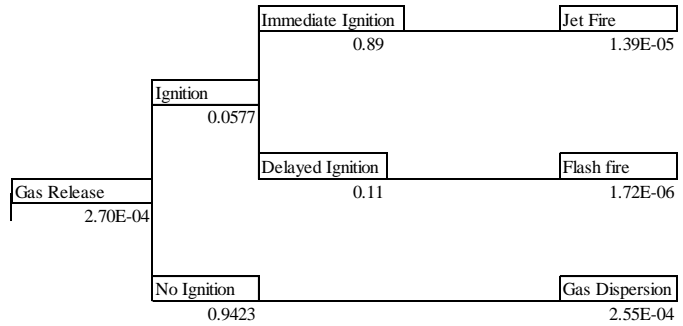
Node 1 Full
 Flow release 207.8462999 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type

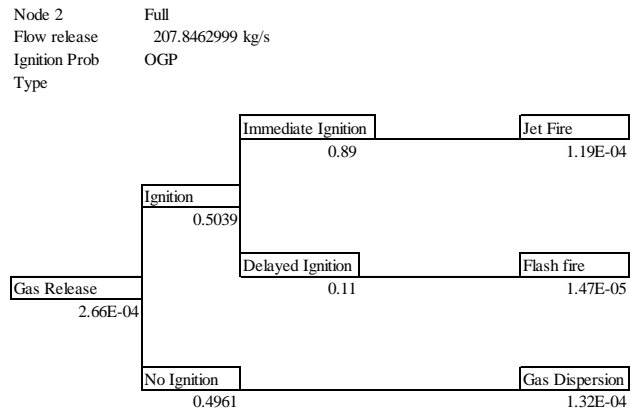


Node 2 Small
 Flow release 0.923761333 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



Node 2 Medium
 Flow release 23.09403332 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



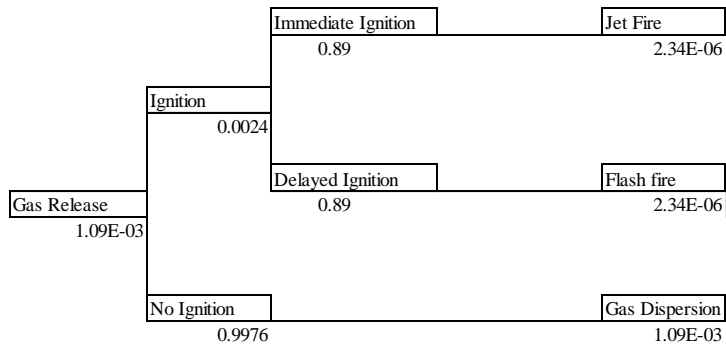


Node 3 Small

Flow release 0.923761333 kg/s

Ignition Prob OGP

Type

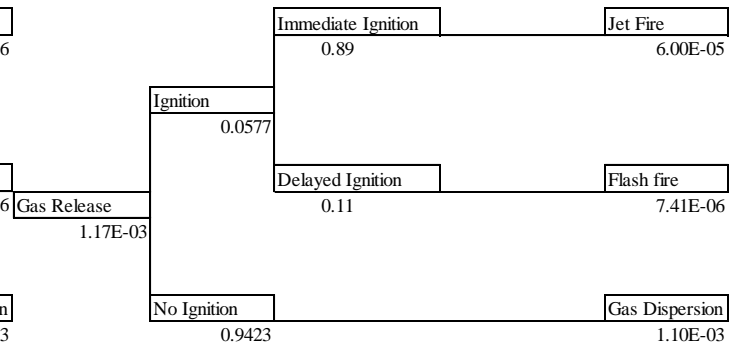


Node 3 Medium

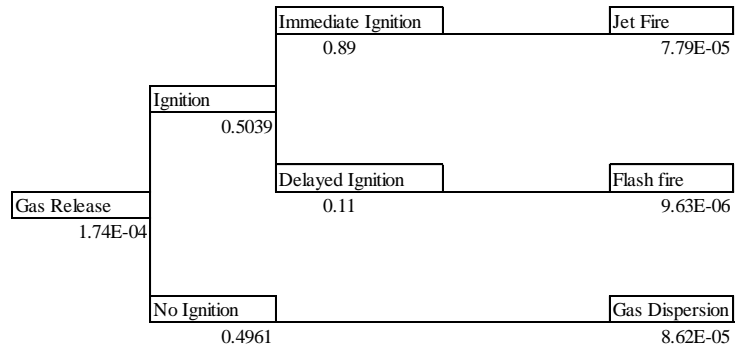
Flow release 23.09403332 kg/s

Ignition Prob OGP

Type

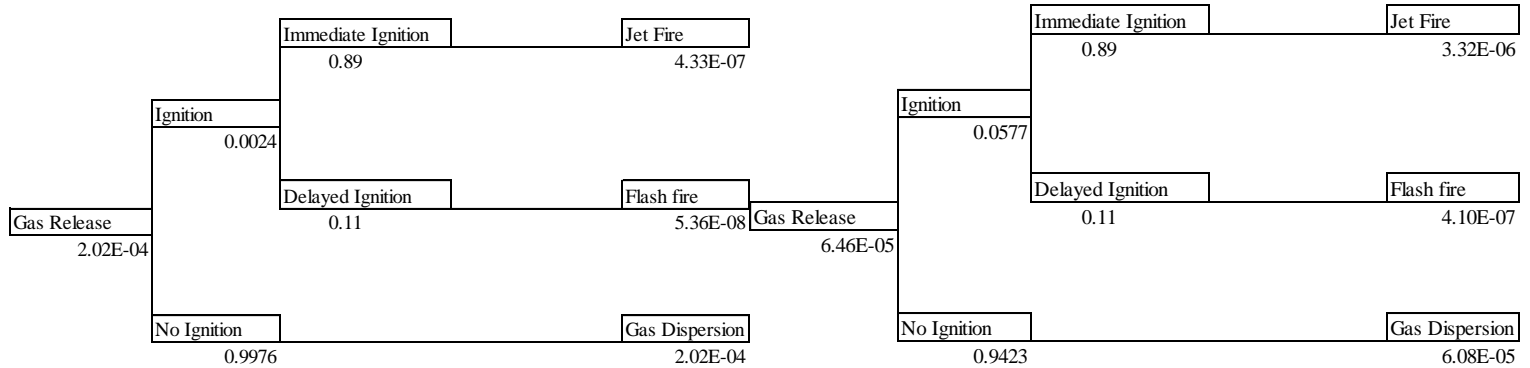


Node 3 Full
 Flow release 207.8462999 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type

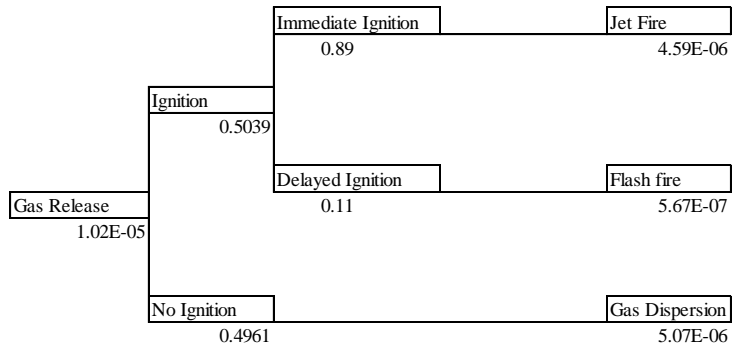


Node 4 Small
 Flow release 0.923761333 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type

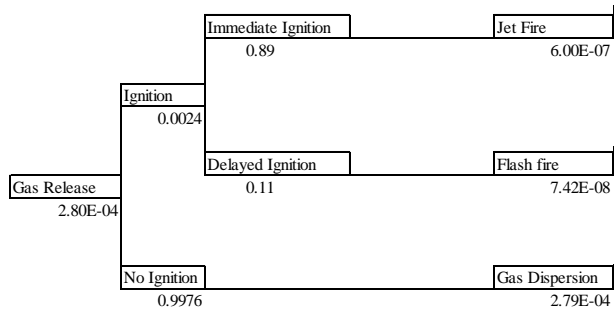
Flow release 23.09403332 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



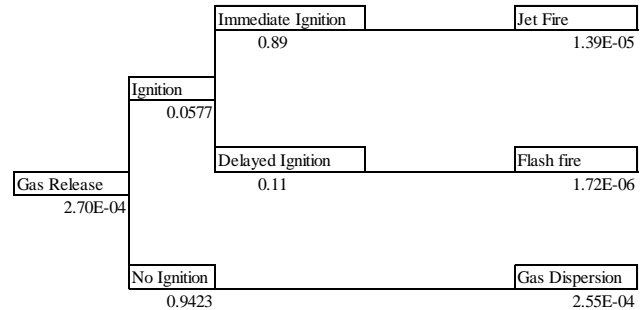
Node 4 Full
 Flow release 207.8462999 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



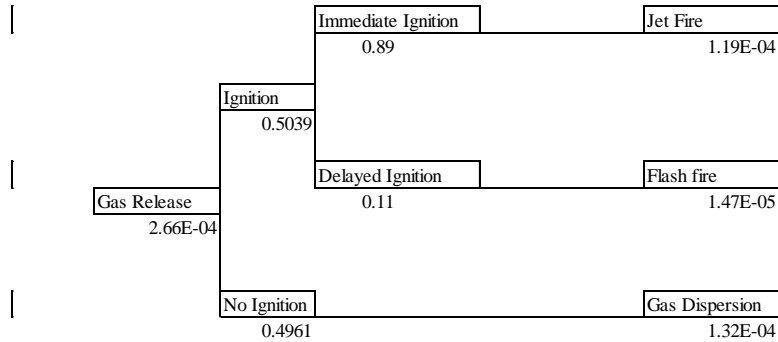
Node 5 Small
 Flow release 0.9237613 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



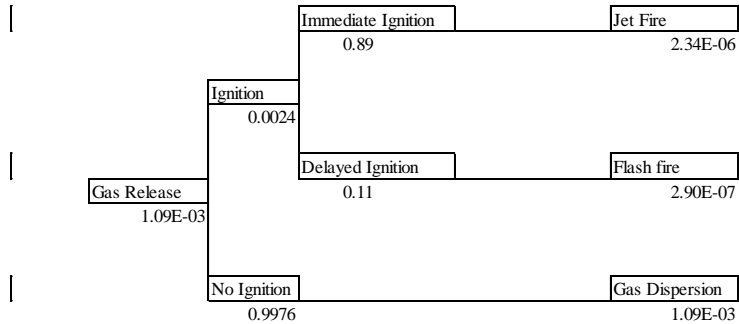
Node 5 Medium
 Flow release 23.094033 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



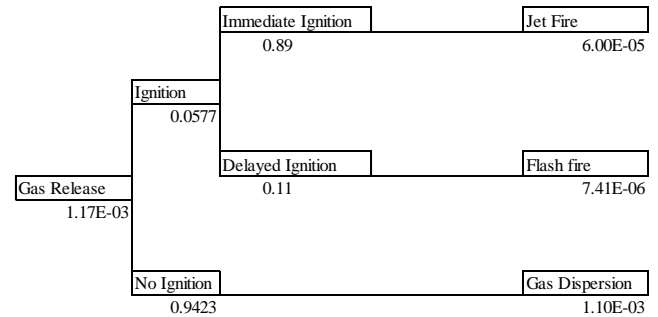
Node 5 Full
 Flow release 207.8463 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



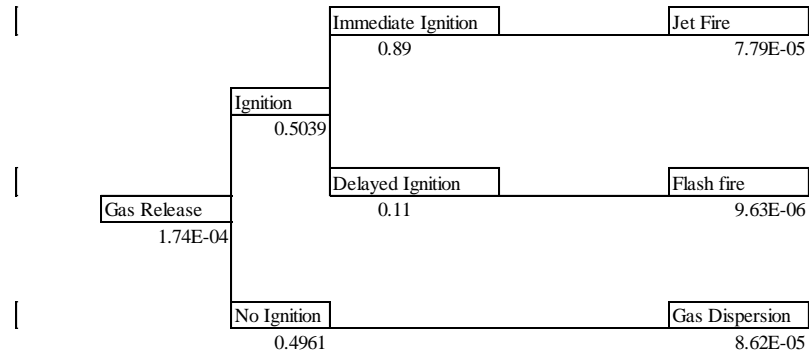
Node 6 Small
 Flow release 0.9237613 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



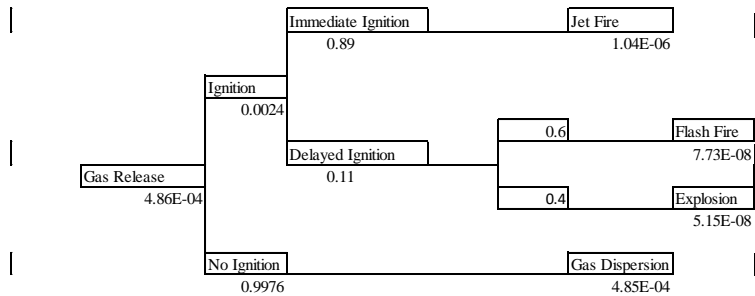
Node 6 Medium
 Flow release 23.094033 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



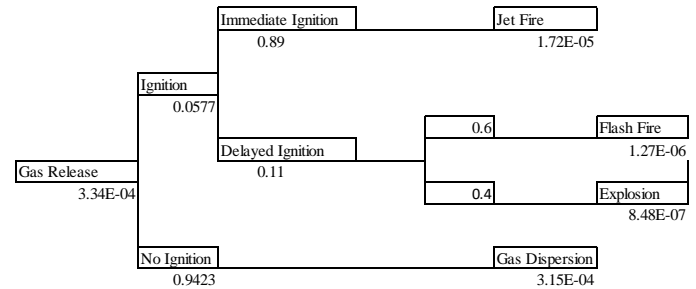
Node 6 Full
 Flow release 207.8463 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



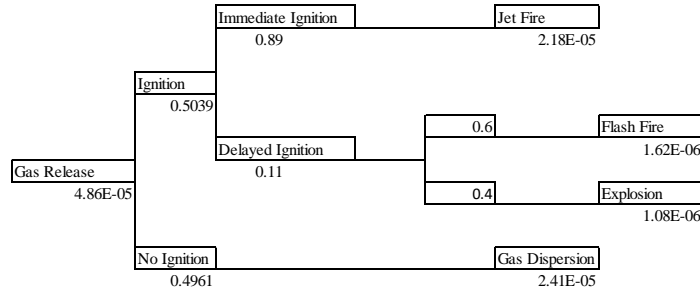
Node 7 Small
 Flow release 0.9237613 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



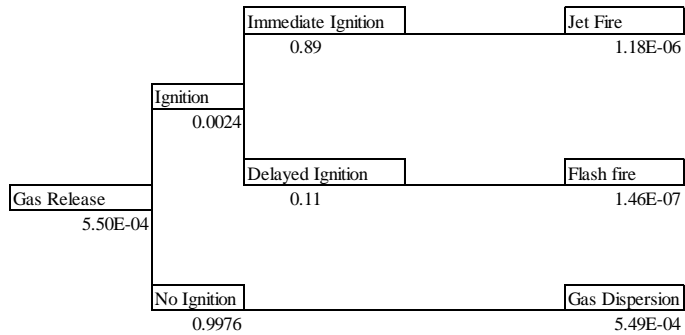
Node 7 Medium
 Flow release 23.094033 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



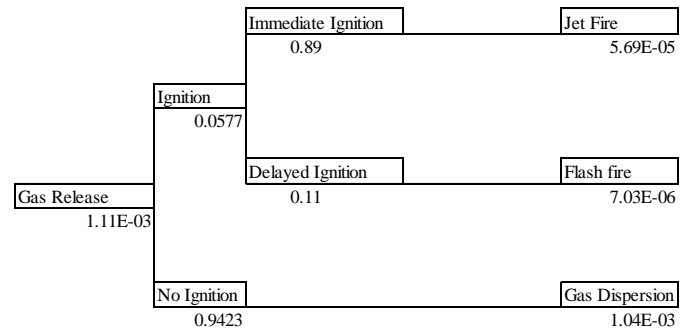
Node 7 Full
Flow release 207.8463 kg/s
Ignition Prob OGP
Type



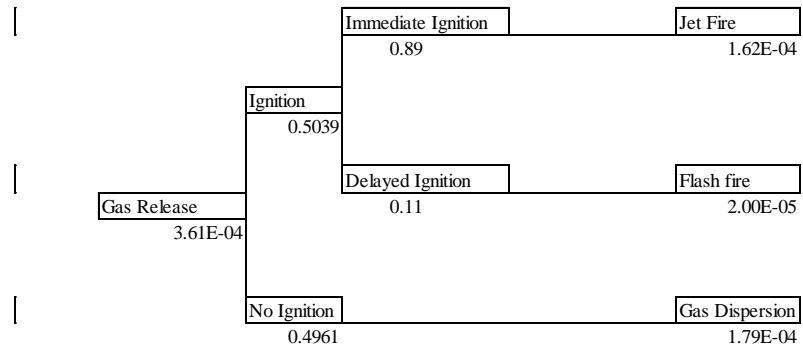
Node 8 Small
Flow release 0.9237613 kg/s
Ignition Prob OGP
Type



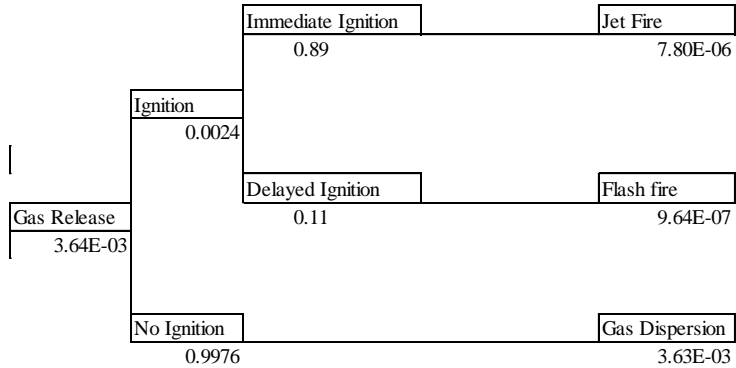
Node 8 Medium
Flow release 23.094033 kg/s
Ignition Prob OGP
Type



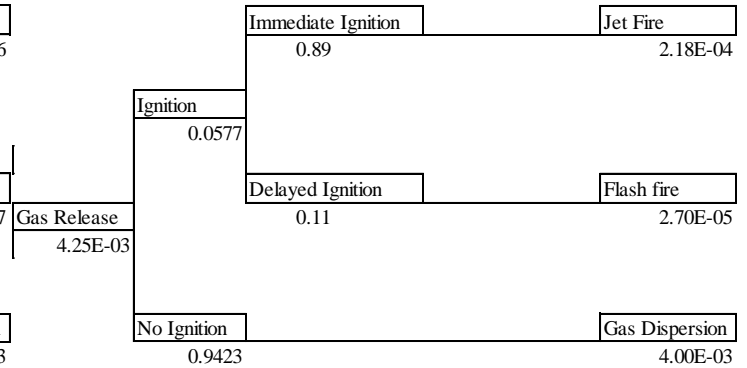
Node 8 Full
 Flow release 207.8463 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



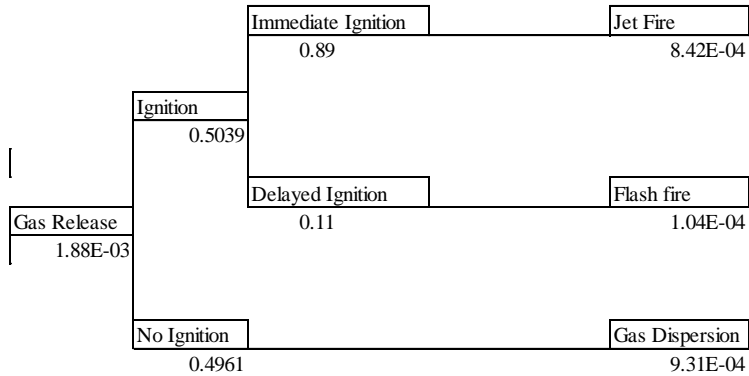
Node 9 Small
 Flow release 0.92376133 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



Node 9 Medium
 Flow release 23.0940333 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



Node 9 Full
 Flow release 207.8463 kg/s
 Ignition Prob OGP
 Type



LAMPIRAN D (ANALISA KONSEKUENSI)

LEGEND

- **Jet fire**

37.5 kW/m ²	
12.5 kW/m ²	
4 kW/m ²	

- **Flash Fire**

22000 ppm	
44000 ppm	

- **Gas Dispersion**

22000 ppm	
-----------	--

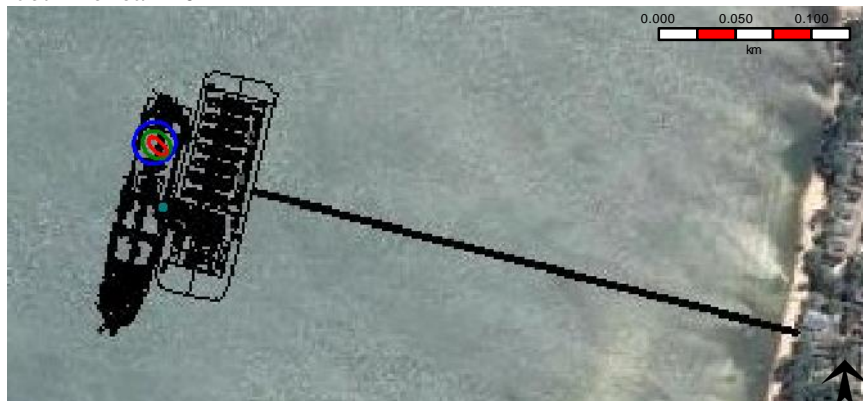
- **Explosion**

0.2 bar	
0.13 bar	
0.02 bar	

- A. Skenario 1 (Sunny, Light wind, Temperature 30°, Wind direction 134°, arah bertiup ke arah barat)

Receiving : Storage tank ; 6500 m3 (LNG Bunker Vessel)

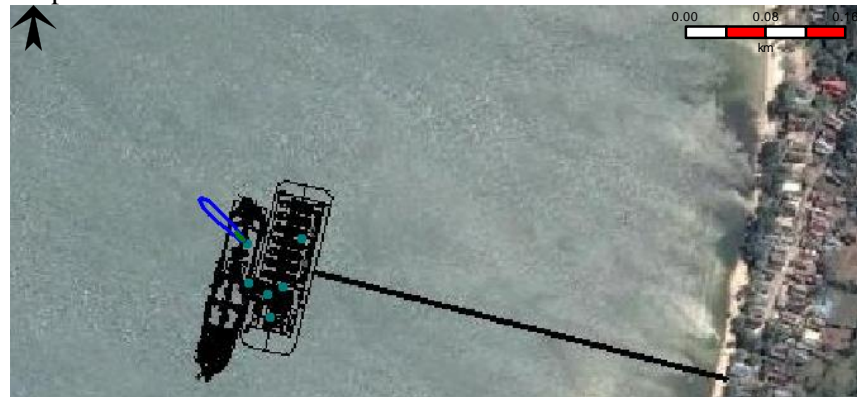
Jet Fire leak 10 mm



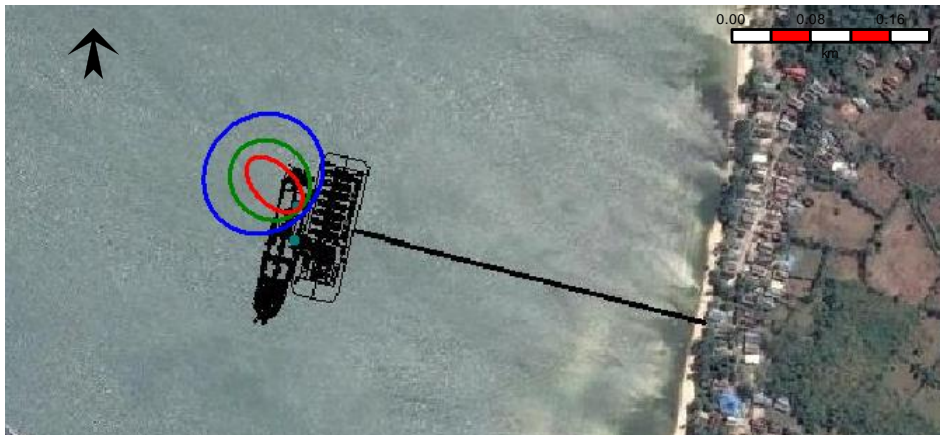
Flash Fire leak 10 mm



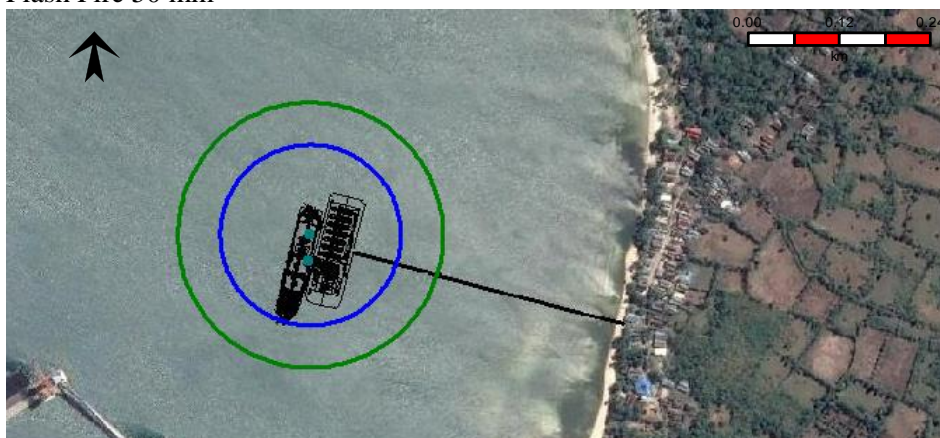
Dispersion 10 mm



Jet Fire 50 mm



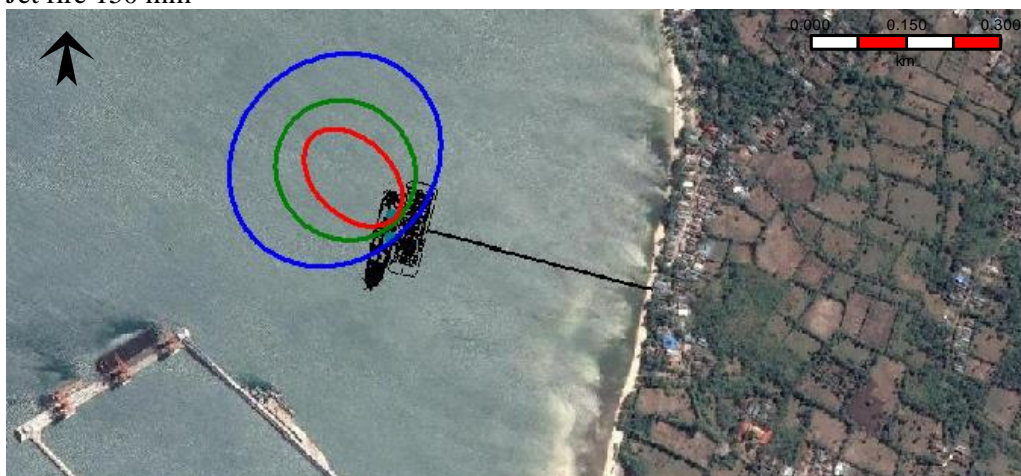
Flash Fire 50 mm



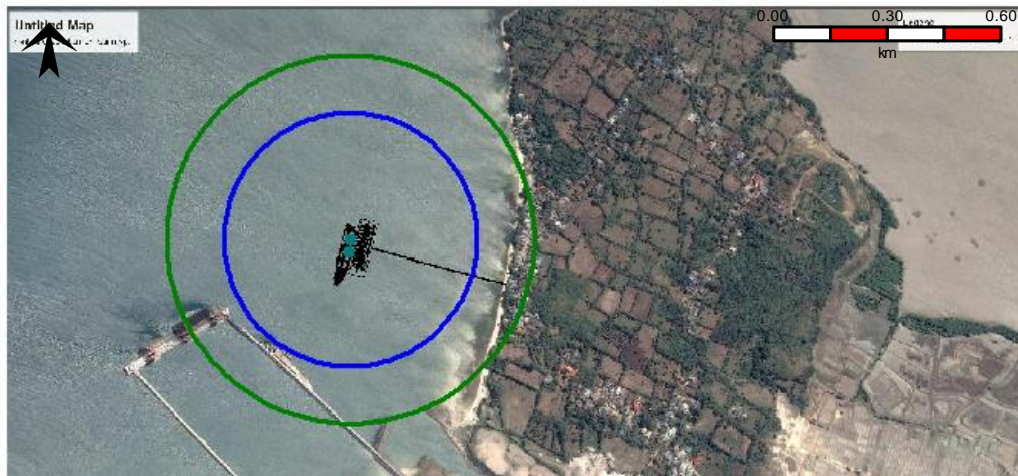
Dispersion 50 mm



Jet fire 150 mm



Flash Fire 150 mm

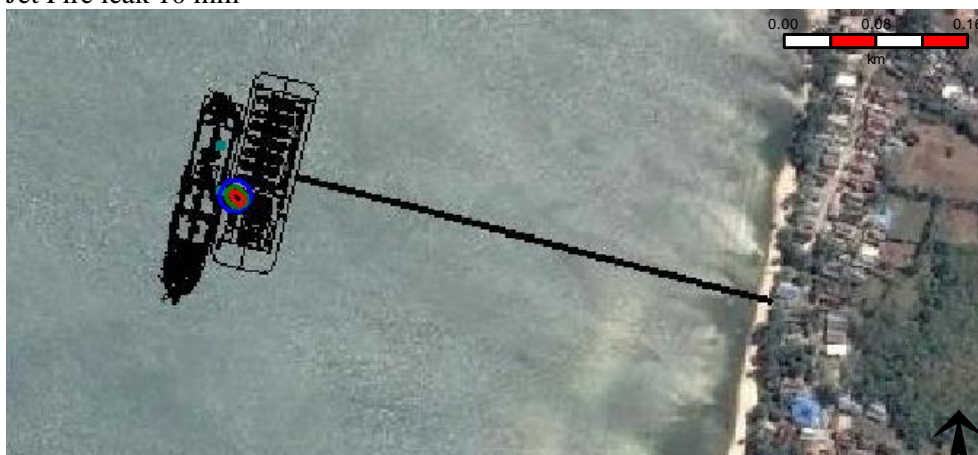


Dispersion 150mm

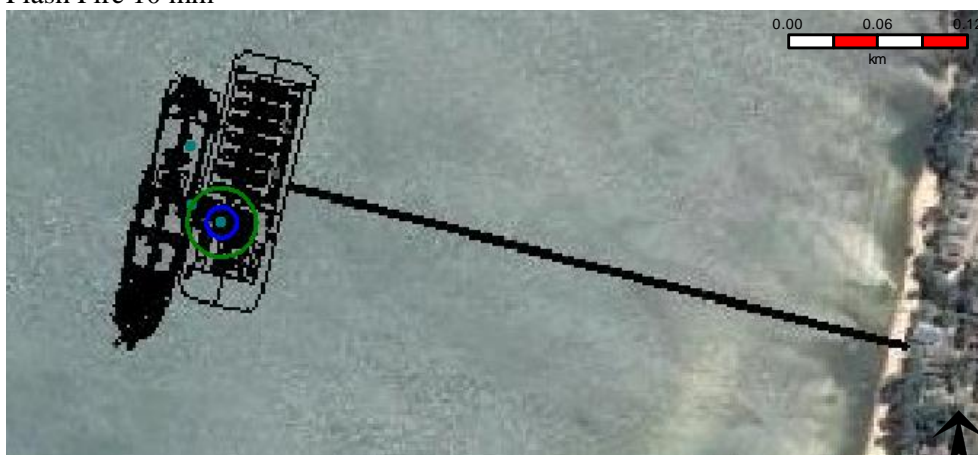


Bunkering control station

Jet Fire leak 10 mm



Flash Fire 10 mm



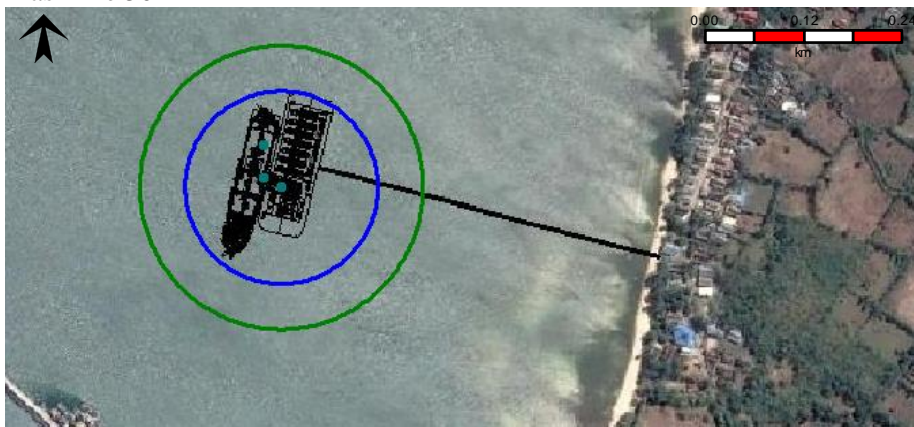
Dispersion 10 mm



Jet fire 50 mm



Flash fire 50 mm



Dispersion 50 mm



Jet fire 150 mm



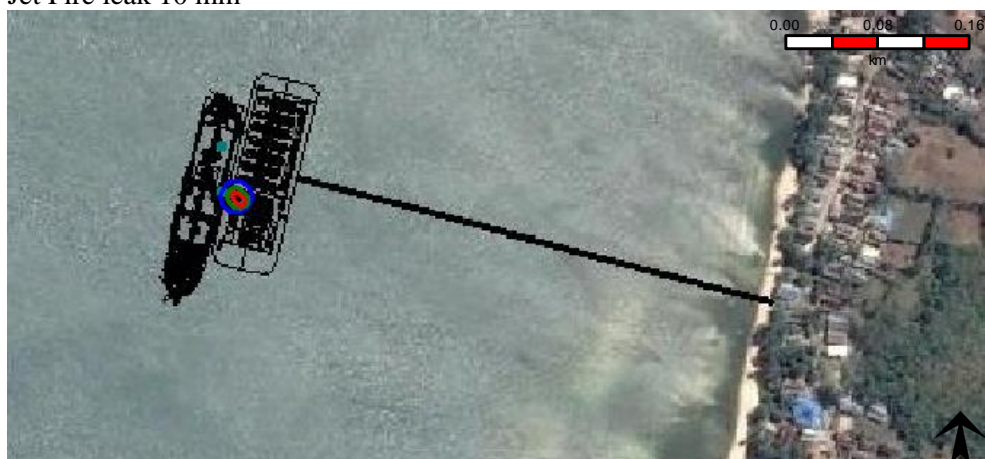
Flash fire 150 mm



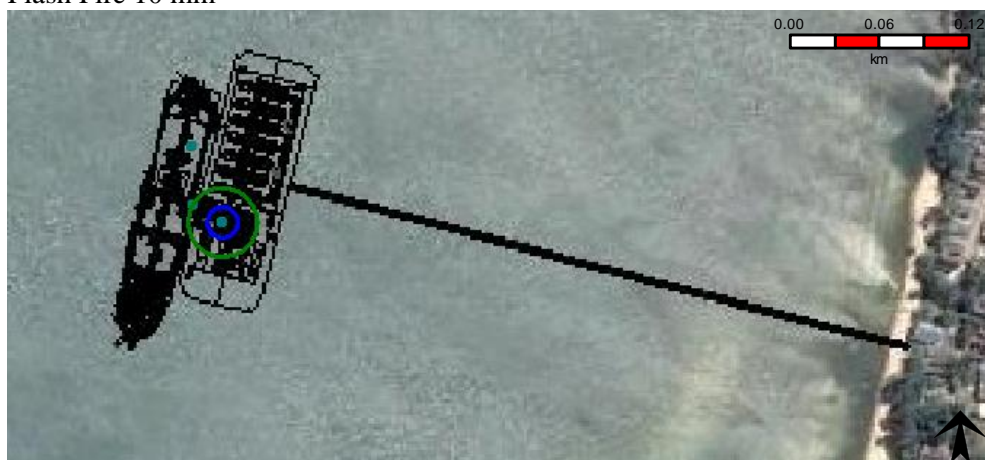
Dispersion 150 mm



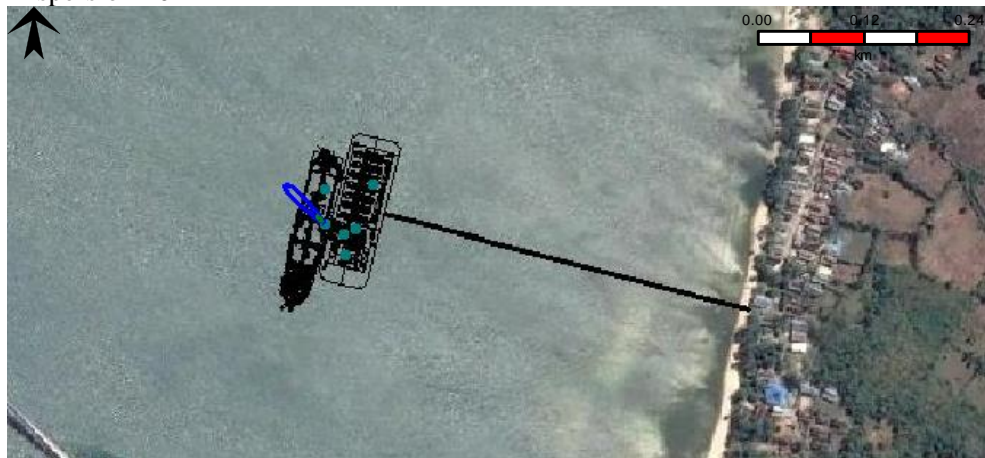
Jet Fire leak 10 mm



Flash Fire 10 mm



Dispersion 10 mm



Jet fire 50 mm



Flash fire 50 mm



Dispersion 50 mm



Jet fire 150 mm



Flash fire 150 mm



Dispersion 150 mm

Storage tank area / Lapesa LC40

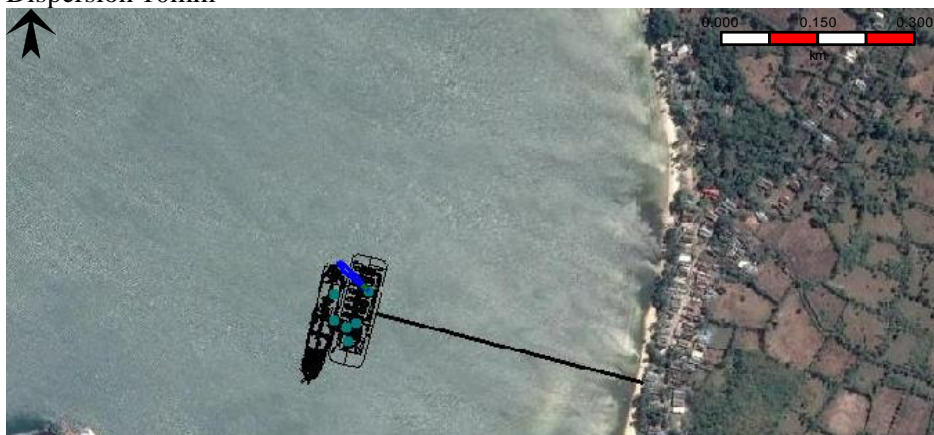
Jet Fire 10 mm



Flash Fire 10 mm



Dispersion 10mm



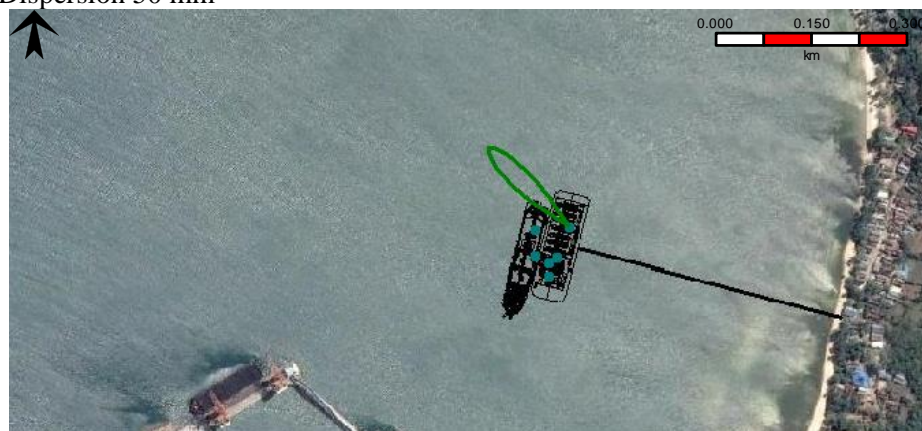
Jet Fire 50 mm



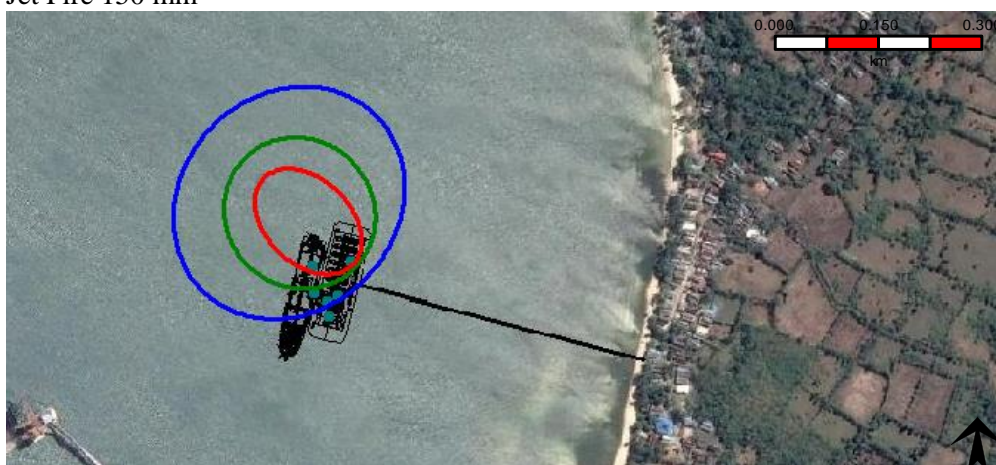
Flash fire 50 mm



Dispersion 50 mm



Jet Fire 150 mm



Flash Fire 150 mm



Dispersion 150 mm

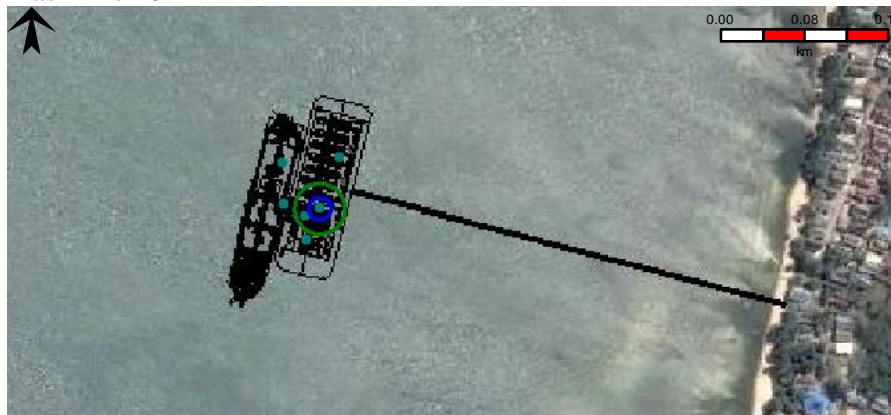


Storage tank area lapesa LC318

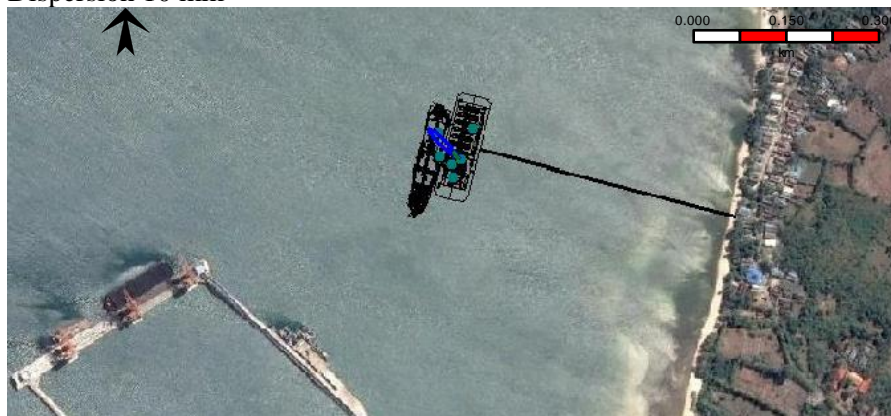
Jet Fire 10 mm



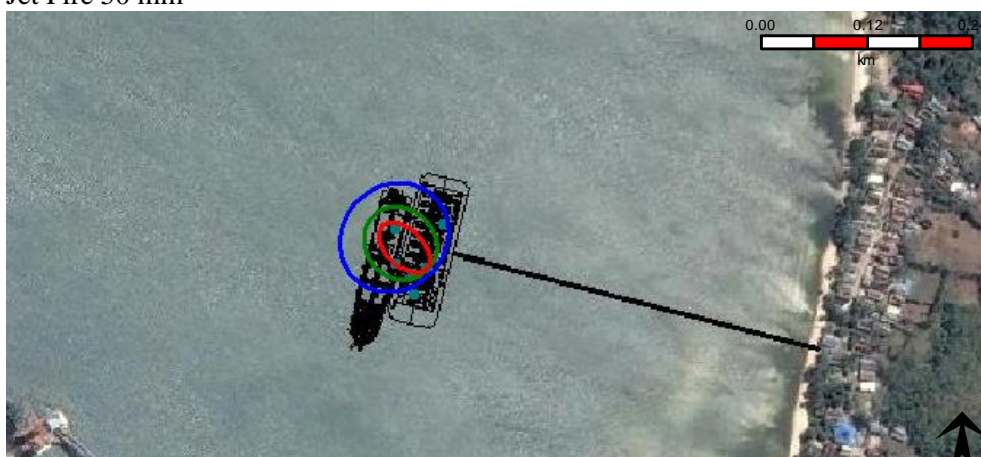
Flash Fire 10 mm



Dispersion 10 mm



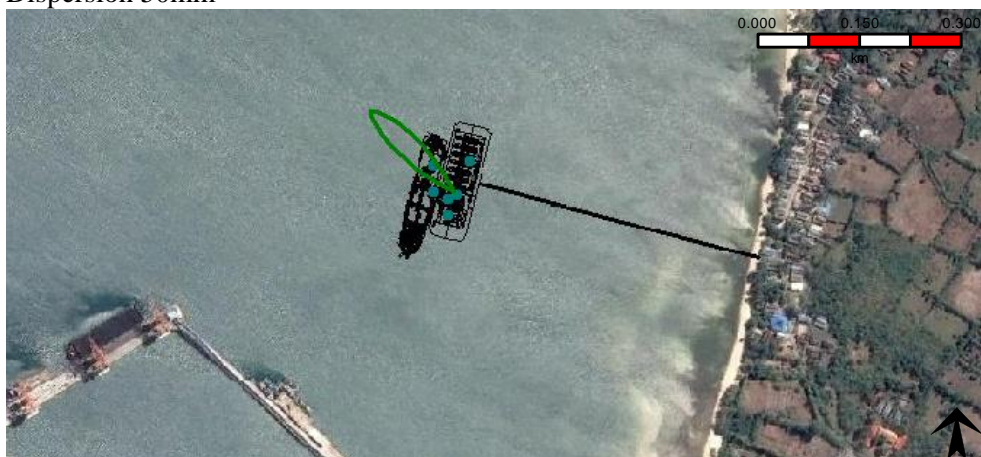
Jet Fire 50 mm



Flash Fire 50 mm



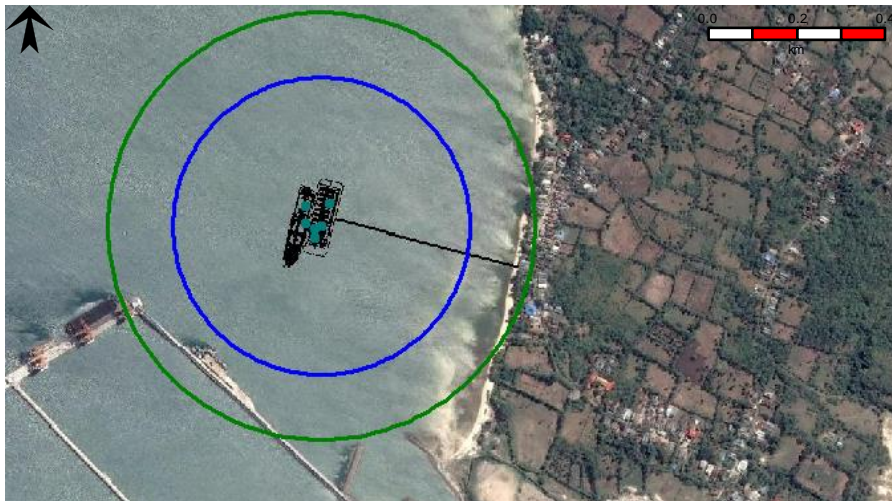
Dispersion 50mm



Jet Fire 150 mm



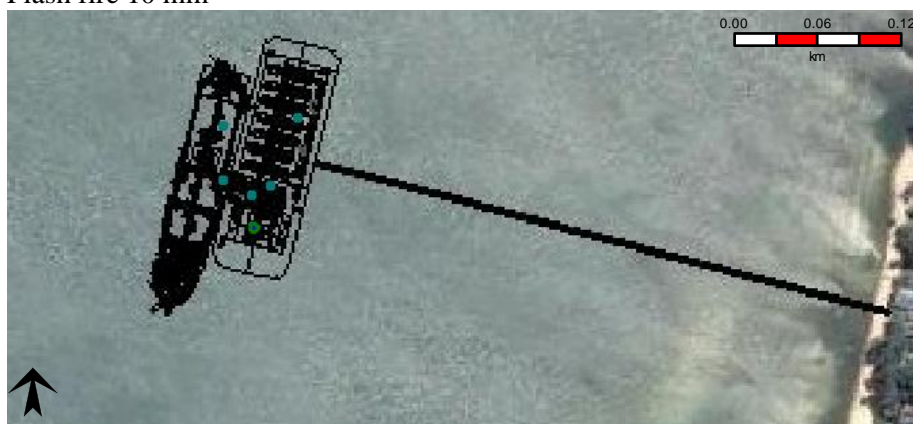
Flash Fire 150 mm



Engine room area

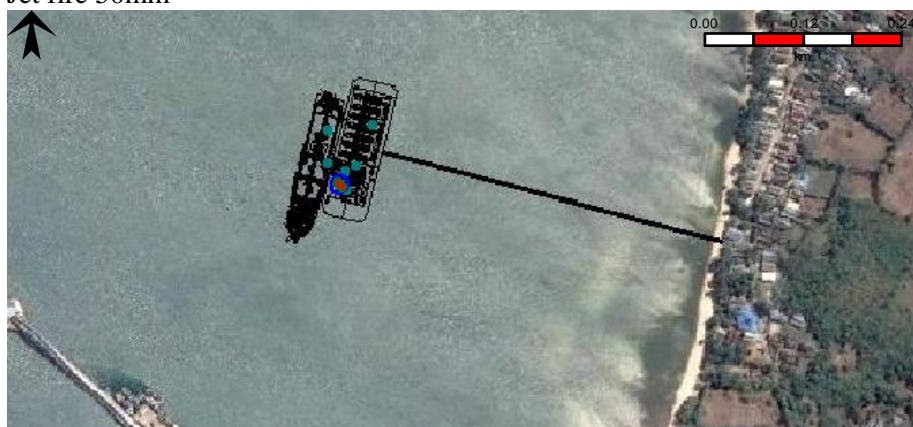
Jet Fire 10 mm (-)

Flash fire 10 mm

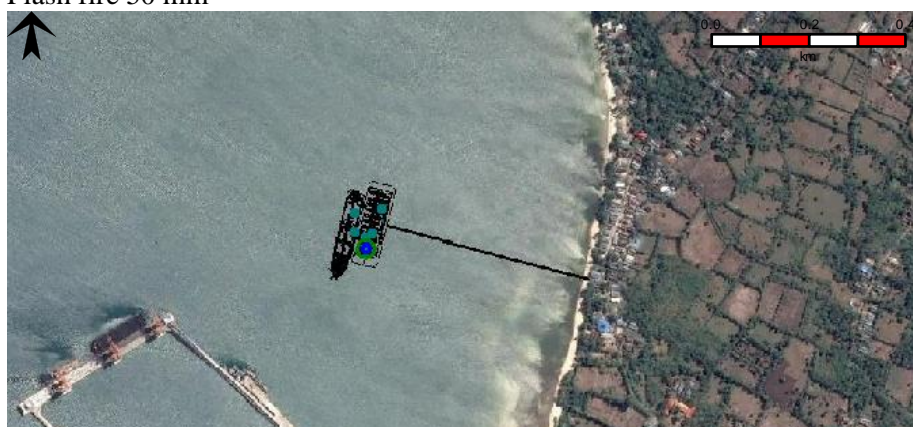


Dispersion 10 mm (-)

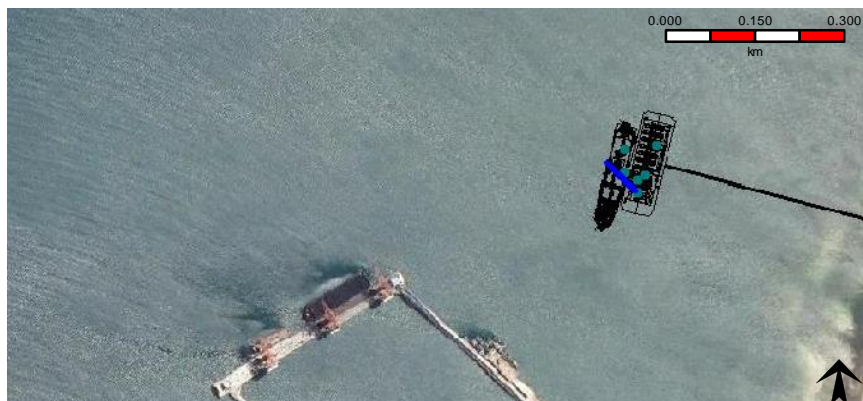
Jet fire 50mm



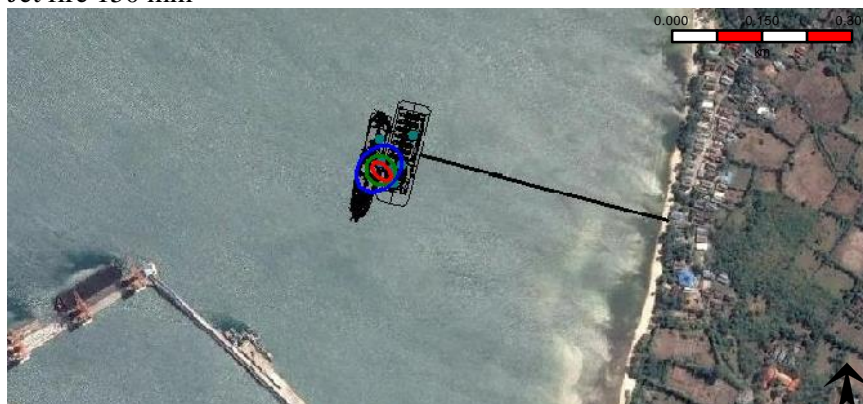
Flash fire 50 mm



Dispersion 50 mm



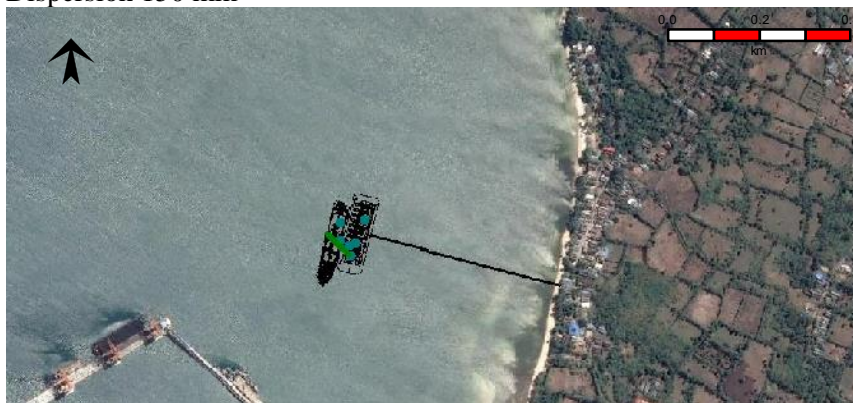
Jet fire 150 mm



Flash Fire 150 mm

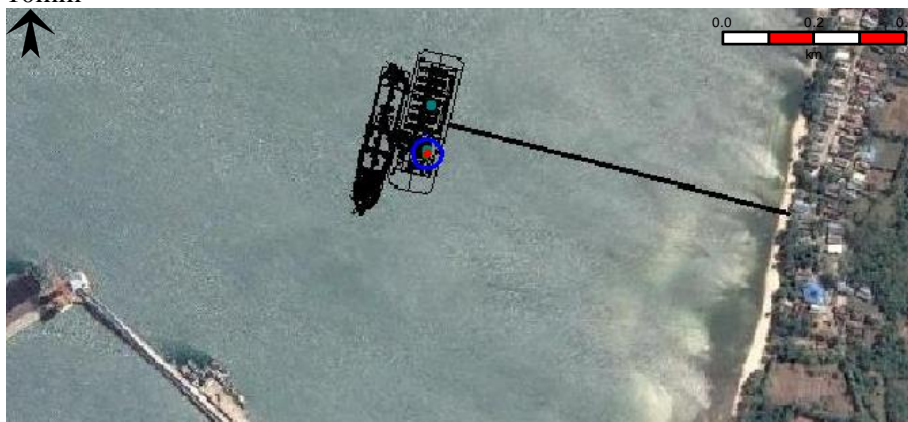


Dispersion 150 mm

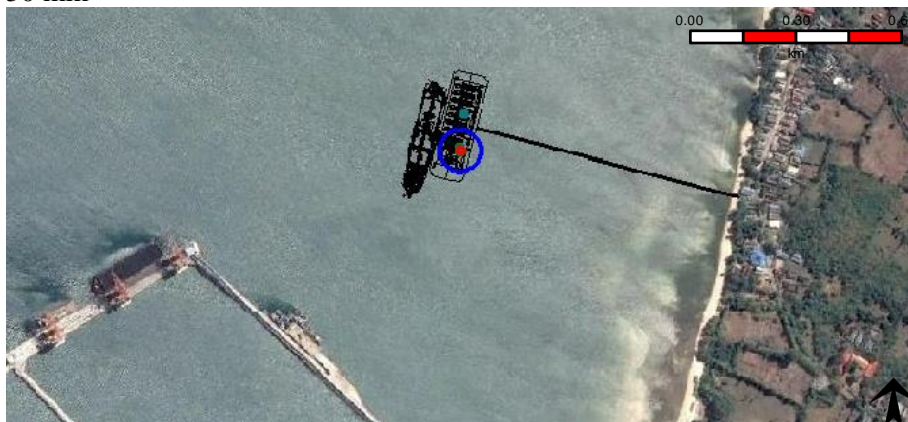


EXPLOSION (LAPESA LC40)

10mm



50 mm



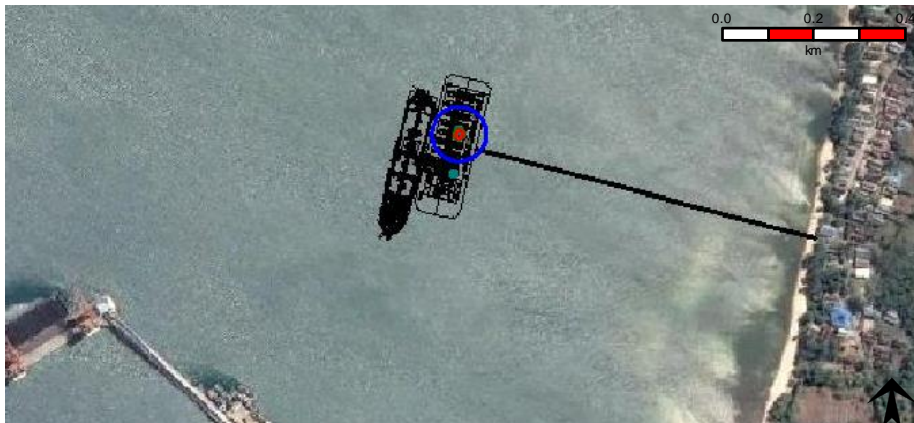
150 mm

***LC318 EXPLOSION***

10mm

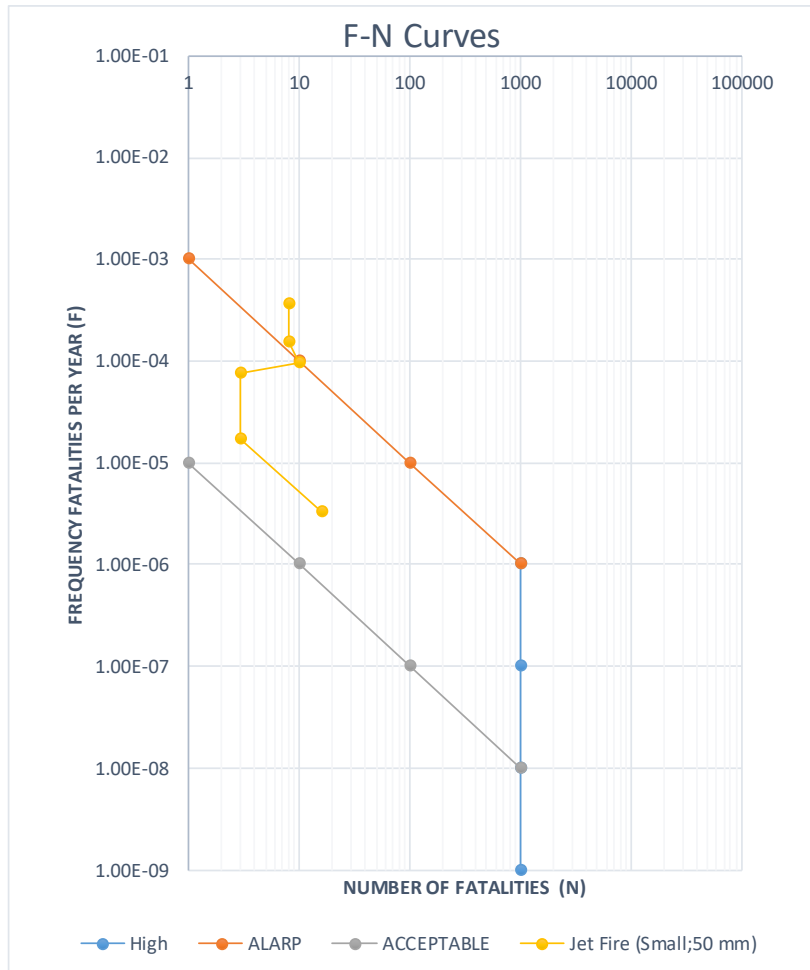


50mm

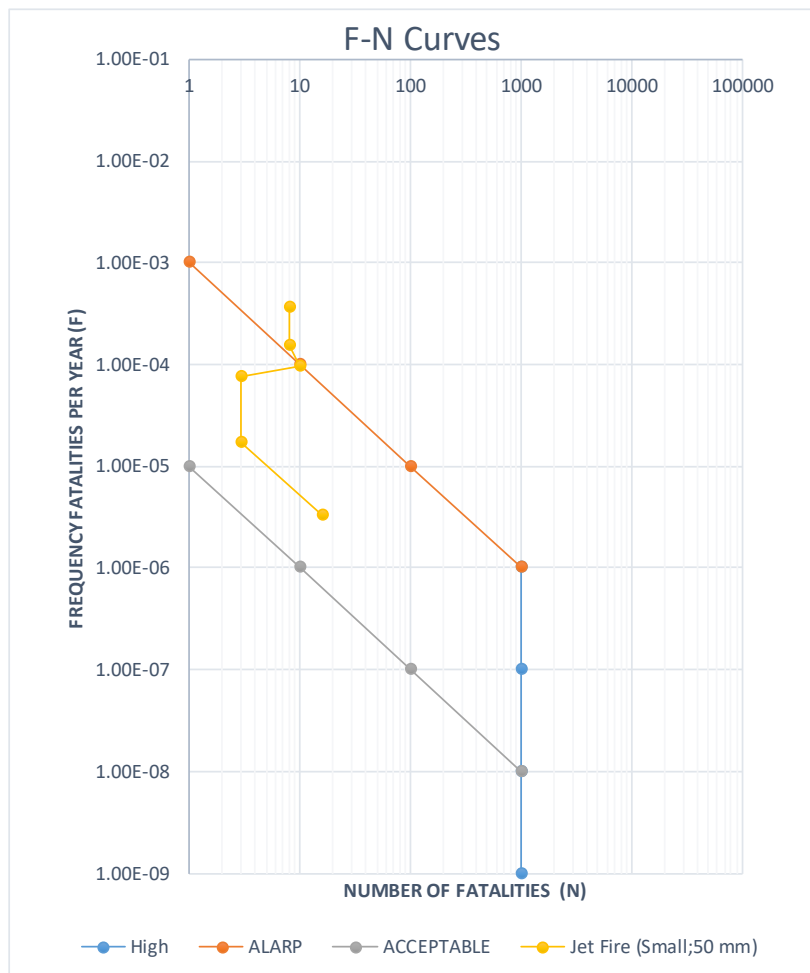


LAMPIRAN E (F-N Curve)

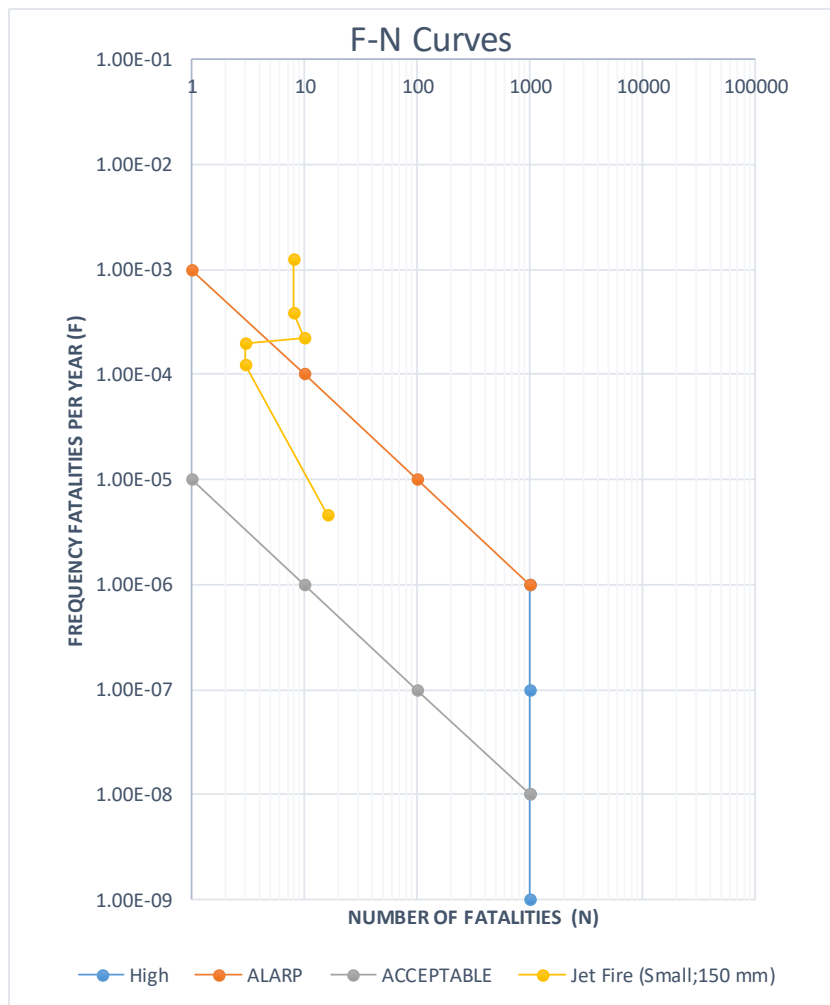
<i>Jet Fire (Small;50 mm)</i>				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	3.32E-06	3.32E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.39E-05	1.72E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	6.00E-05	7.72E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.72E-05	9.43E-05
8	BOG Compressor	6	5.69E-05	1.51E-04
9	Regasification	6	2.18E-04	3.70E-04



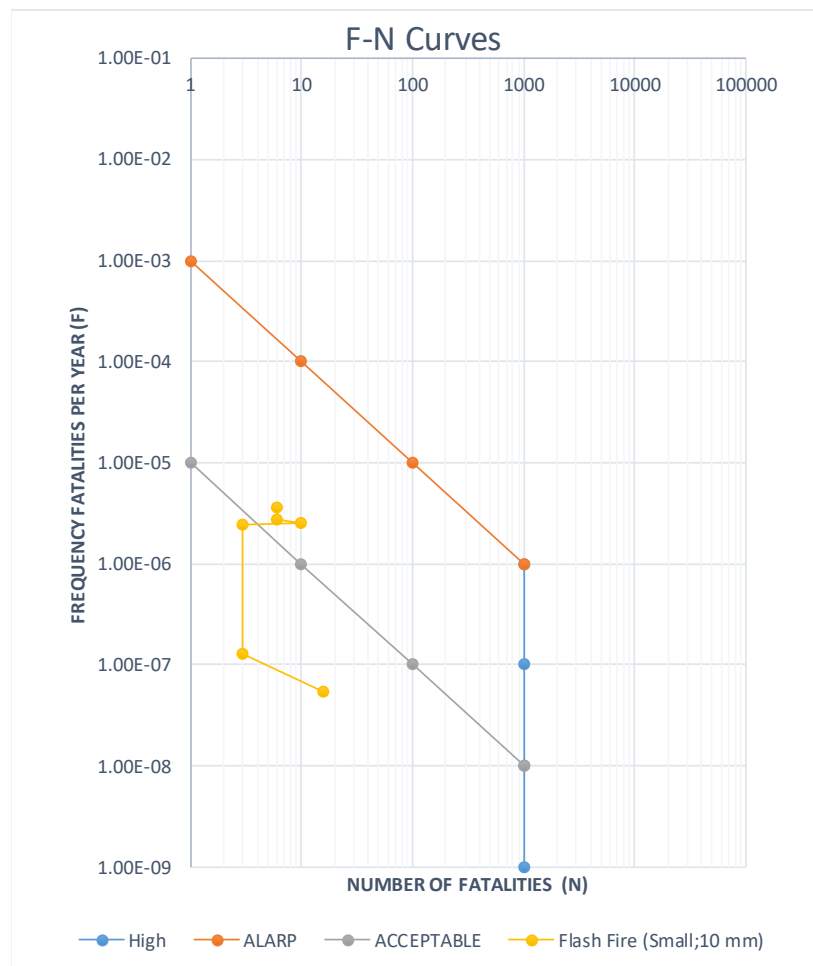
Jet Fire (Small;50 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	3.32E-06	3.32E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.39E-05	1.72E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	6.00E-05	7.72E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.72E-05	9.43E-05
8	BOG Compressor	6	5.69E-05	1.51E-04
9	Regasification	6	2.18E-04	3.70E-04



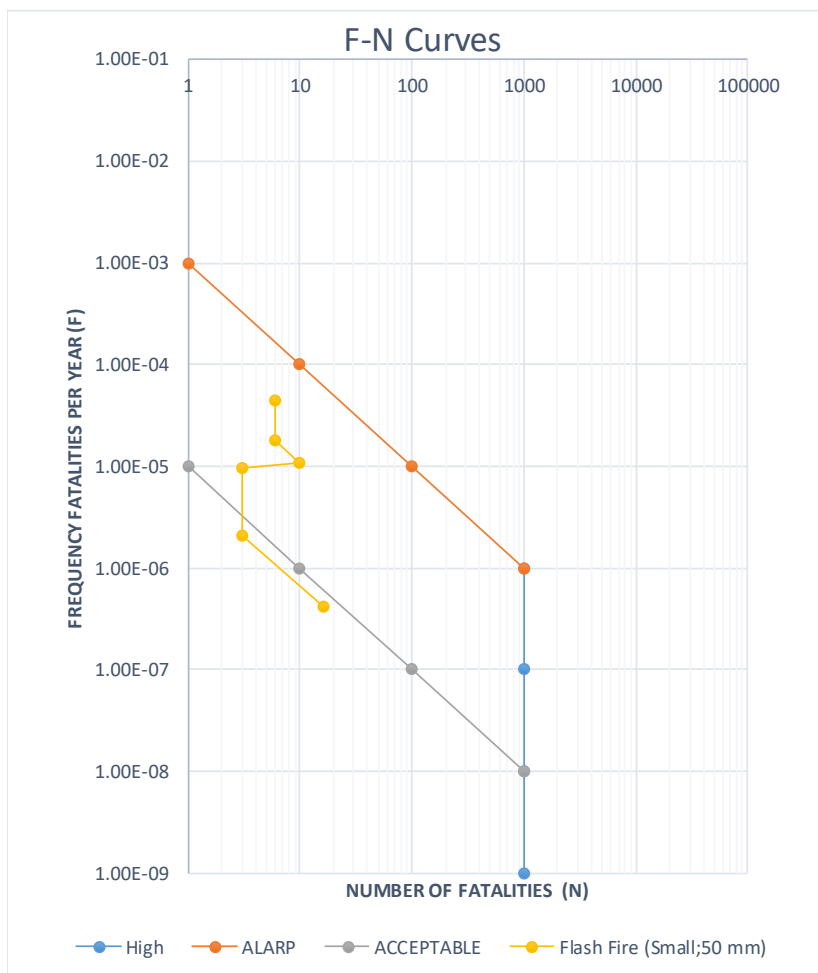
Jet Fire (Small;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	4.59E-06	4.59E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.19E-04	1.24E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	7.79E-05	2.02E-04
7	Storage Tank Area on FP	10	2.18E-05	2.24E-04
8	BOG Compressor	6	1.62E-04	3.86E-04
9	Regasification	6	8.42E-04	1.23E-03



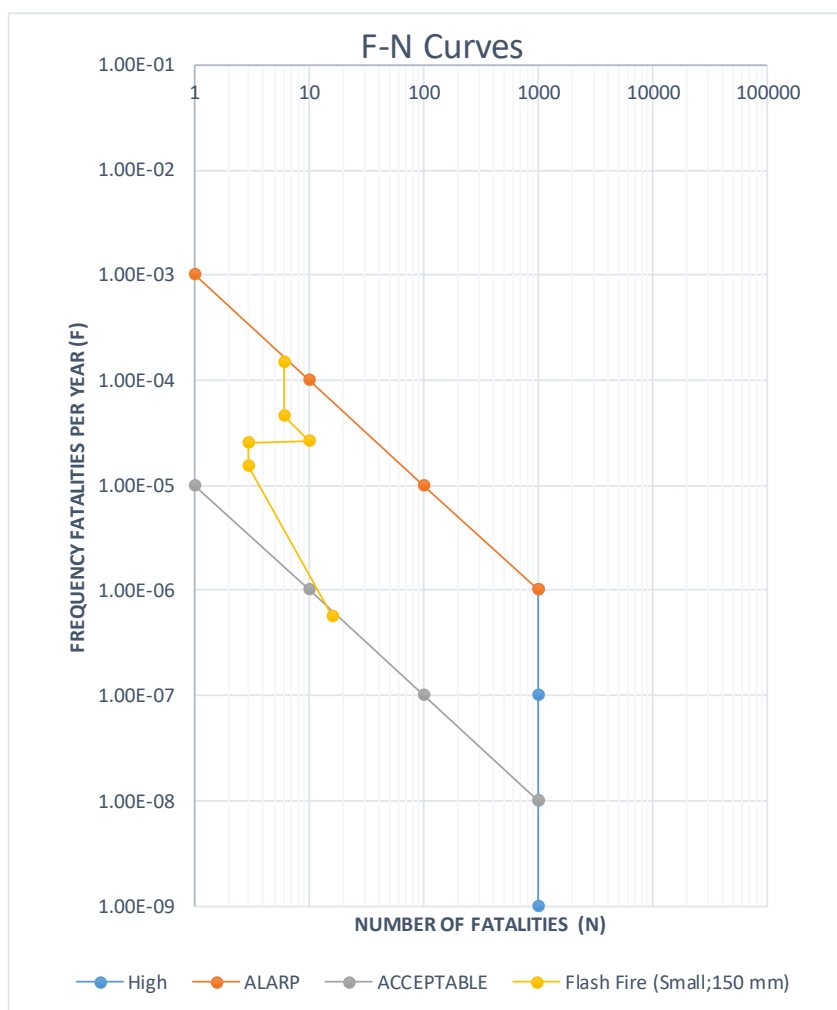
Flash Fire (Small;10 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	5.36E-08	5.36E-08
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	7.42E-08	1.28E-07
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	2.34E-06	2.47E-06
7	Storage Tank Area on FP	10	7.73E-08	2.55E-06
8	BOG Compressor	6	1.46E-07	2.69E-06
9	Regasification	6	9.64E-07	3.66E-06



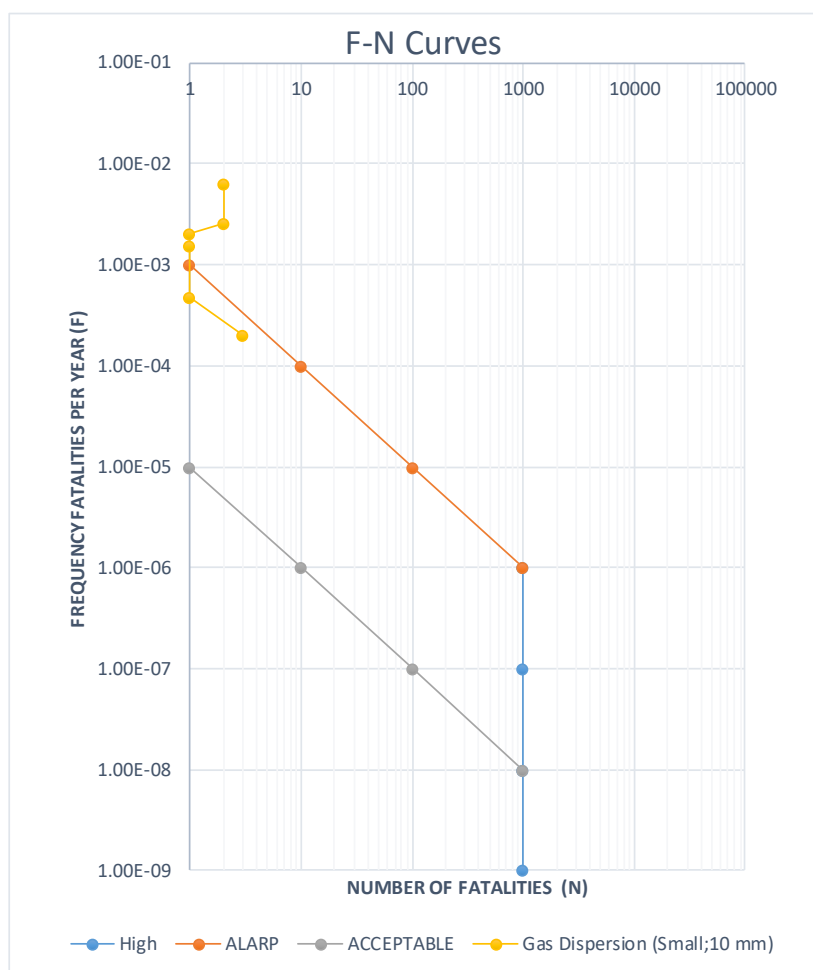
Flash Fire (Small;50 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	4.10E-07	4.10E-07
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.72E-06	2.13E-06
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	7.41E-06	9.54E-06
7	Storage Tank Area on FP	10	1.27E-06	1.08E-05
8	BOG Compressor	6	7.03E-06	1.78E-05
9	Regasification	6	2.70E-05	4.48E-05



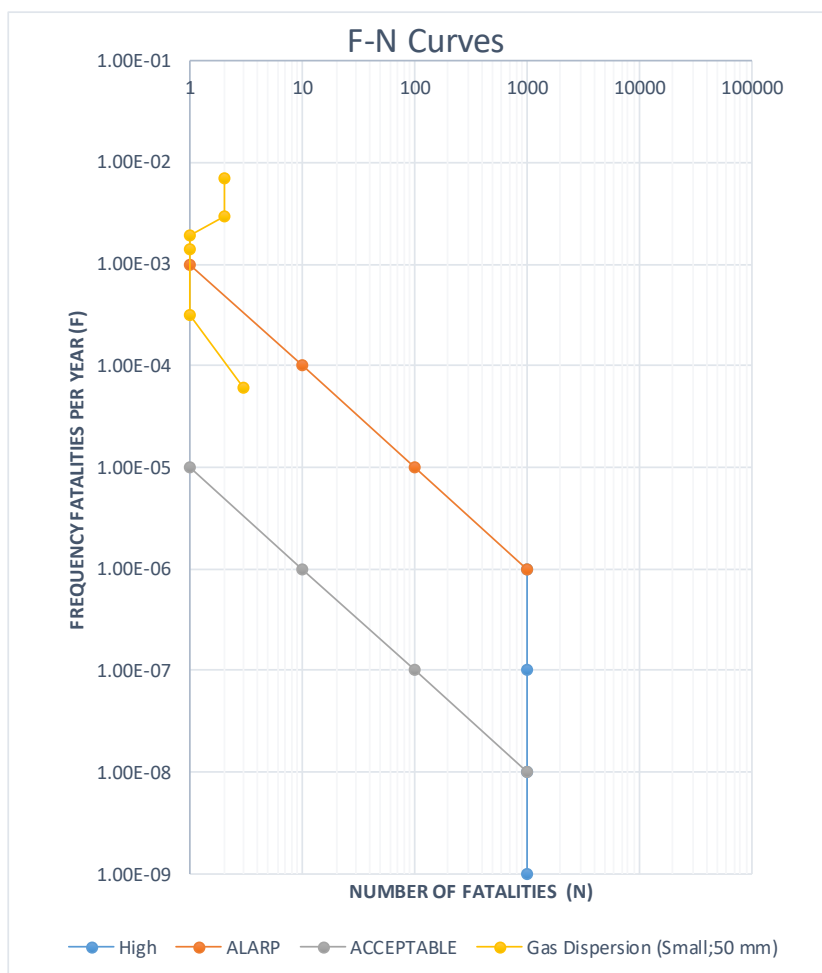
Flash Fire (Small;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	5.67E-07	5.67E-07
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.47E-05	1.53E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	9.63E-06	2.49E-05
7	Storage Tank Area on FP	10	1.62E-06	2.66E-05
8	BOG Compressor	6	2.00E-05	4.66E-05
9	Regasification	6	1.04E-04	1.51E-04



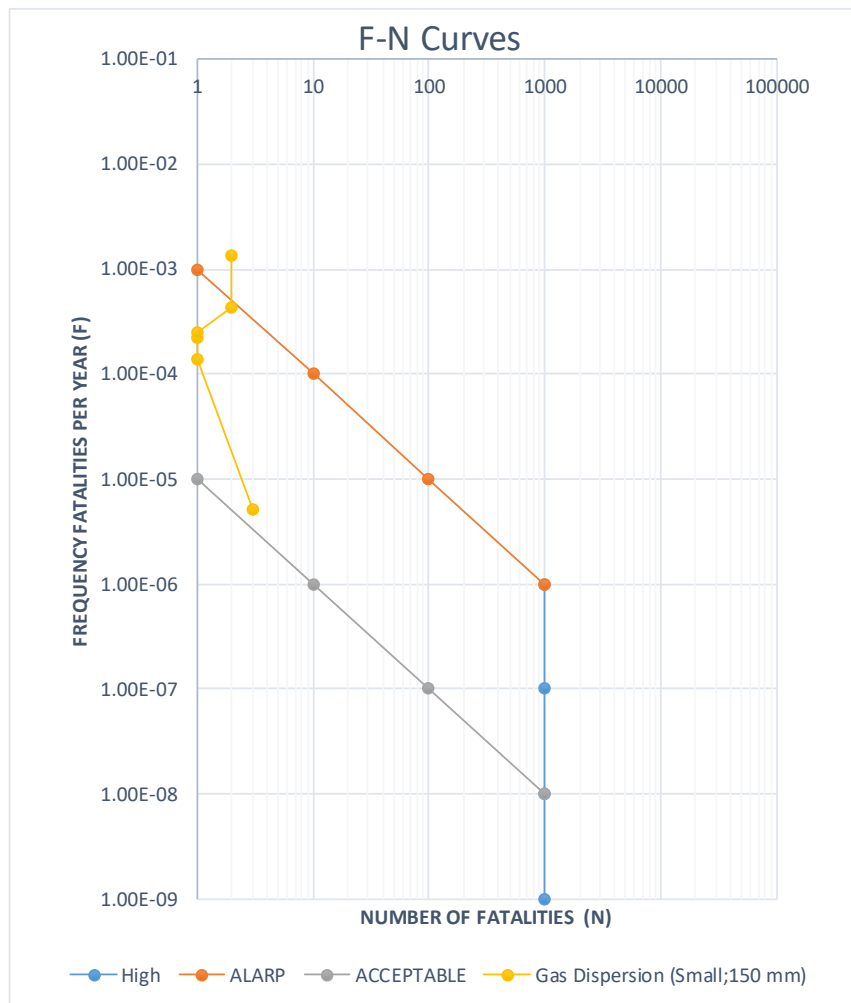
Gas Dispersion (Small;10 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	2.02E-04	2.02E-04
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.79E-04	4.81E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	1.09E-03	1.57E-03
7	Storage Tank Area on FP	1	4.85E-04	2.06E-03
8	BOG Compressor	2	5.49E-04	2.60E-03
9	Regasification	2	3.63E-03	6.23E-03



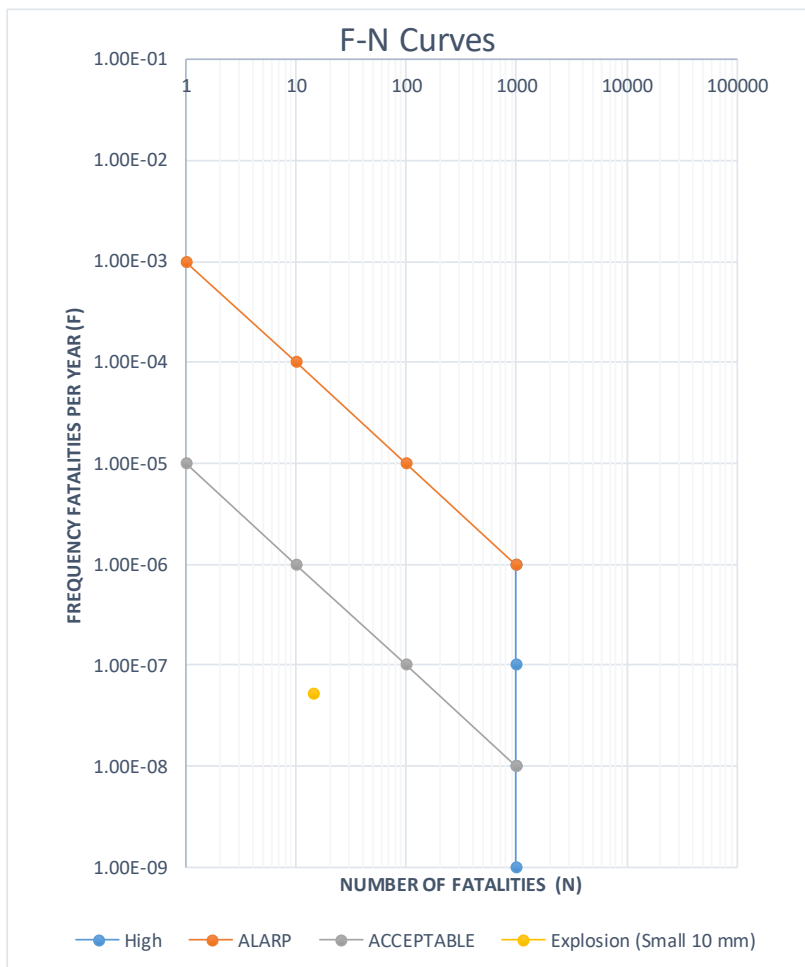
Gas Dispersion (Small;50 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	6.08E-05	6.08E-05
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.55E-04	3.15E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	1.10E-03	1.42E-03
7	Storage Tank Area on FP	1	4.85E-04	1.90E-03
8	BOG Compressor	2	1.04E-03	2.94E-03
9	Regasification	2	4.00E-03	6.95E-03



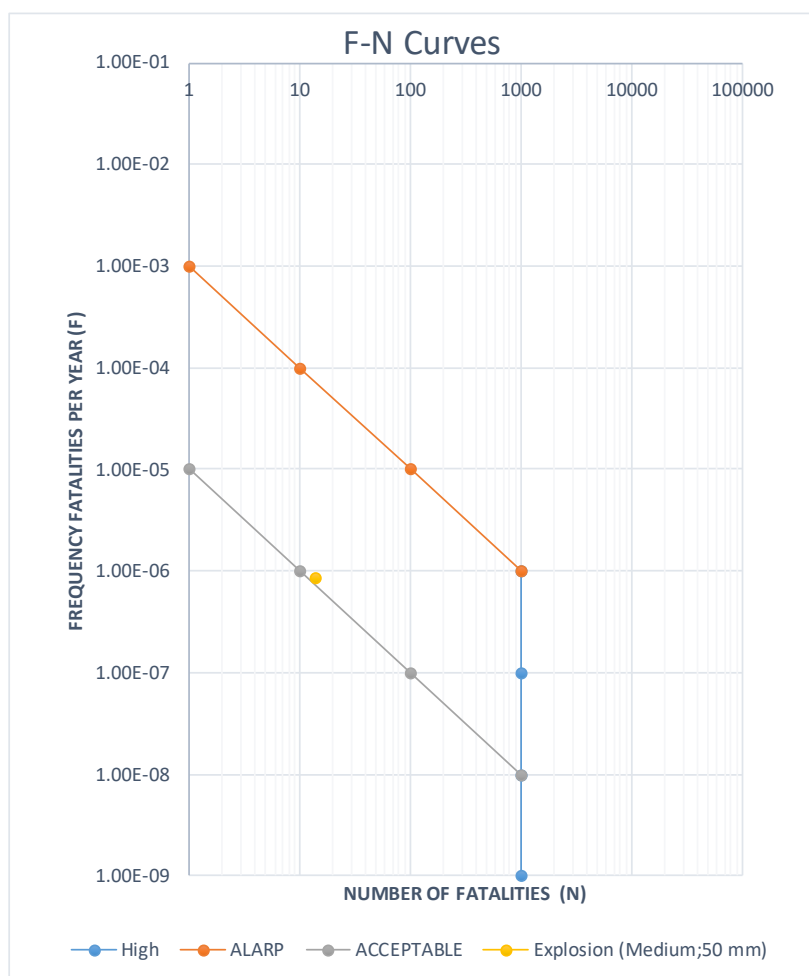
Gas Dispersion (Small;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	5.07E-06	5.07E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	1.32E-04	1.37E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	8.62E-05	2.23E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	2.41E-05	2.47E-04
8	BOG Compressor	2	1.79E-04	4.26E-04
9	Regasification	2	9.31E-04	1.36E-03



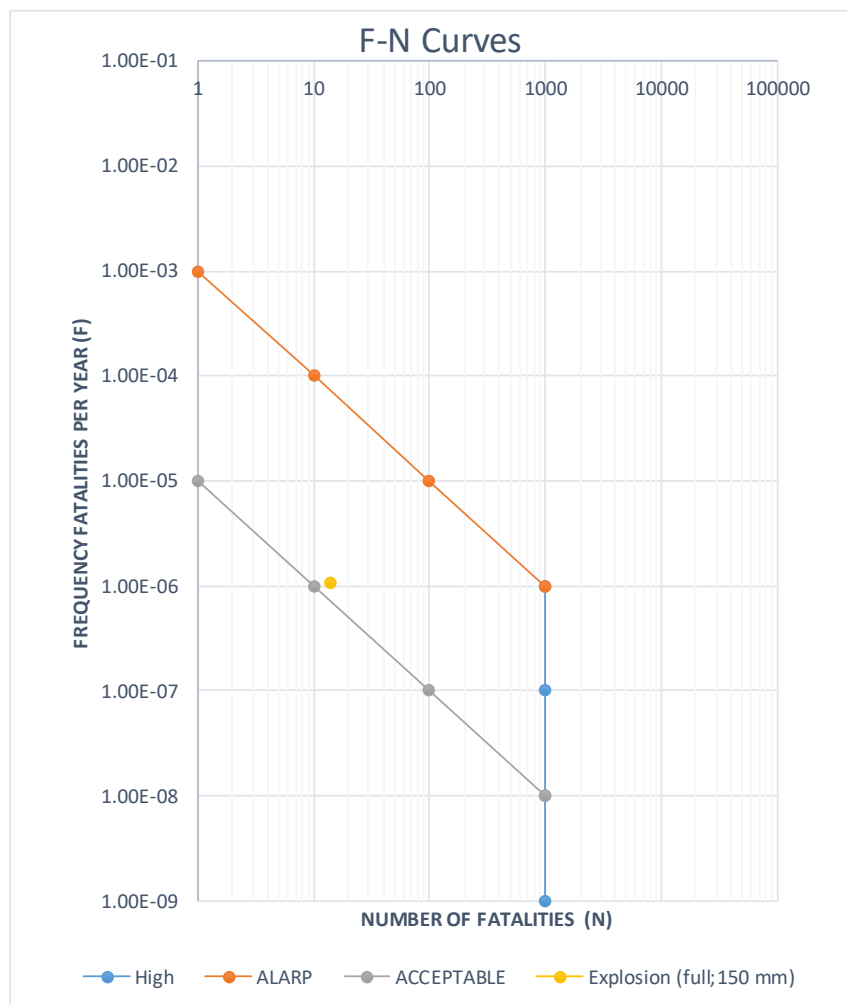
Explosion (Small 10 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	0	0.00E+00	0.00E+00
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	0	0.00E+00	0.00E+00
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	0	0.00E+00	0.00E+00
7	Storage Tank Area on FP	14	5.15E-08	5.15E-08
8	BOG Compressor	0	0.00E+00	5.15E-08
9	Regasification	0	0.00E+00	5.15E-08



Explosion (Medium;50 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	0	0.00E+00	0.00E+00
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	0	0.00E+00	0.00E+00
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	0	0.00E+00	0.00E+00
7	Storage Tank Area on FP	14	8.48E-07	8.48E-07
8	BOG Compressor	0	0.00E+00	8.48E-07
9	Regasification	0	0.00E+00	8.48E-07



Explosion (full;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	0	0.00E+00	0.00E+00
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	0	0.00E+00	0.00E+00
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	0	0.00E+00	0.00E+00
7	Storage Tank Area on FP	14	1.08E-06	1.08E-06
8	BOG Compressor	0	0.00E+00	1.08E-06
9	Regasification	0	0.00E+00	1.08E-06



LAMPIRAN F (MITIGASI)

1. MITIGASI JET FIRE (BORE 50 mm)

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on regasification area to engine medium leak (50 mm)	Node Number 9		
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
	Action Required		1.00E-04	
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Tolerable		1.00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		4.25E-03	
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.77E-02		
	immediate ignition probability	8.90E-01		
Frequency of Unmitigated Consequence			2.18E-04	
Independent Protection Layers (IPL)	Fire alarm	3.68E-03		
	Pressure alarm	4.22E-02		
	Gas detector	8.88E-02		
Total PFD for all IPLs		1.38E-05		
Frequency of Mitigated Consequence			3.01E-09	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector, fire alarm as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on BOG Compressor or engine medium leak (50 mm)		Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
		Action Required		1.00E-04
Risk Tolerance Criteria (Frequency)		Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)		Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.11E-03
Enabling Event or Condition		N/A		
Conditional Modifiers		Ignition probability	5.77E-02	
		immediate ignition probability	8.90E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence				5.69E-05
Independent Protection Layers (IPL)		temperature alarm	7.74E-02	
		Pressure alarm	4.22E-02	
		Gas detector	8.88E-02	
		Fire alarm	3.68E-03	
Total PFD for all IPLs			1.07E-06	
Frequency of Mitigated Consequence				6.07E-11
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

2. Mitigasi Jet Fire (150 mm)

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on BOG Compressor to engine medium leak (150 mm)		Node Number 8	
	Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description		Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)		Action Required		1.00E-04
		Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)		Gas release from 4 inch pipeline system to engine		3.61E-04
Enabling Event or Condition		N/A		
Conditional Modifiers		Ignition probability	5.04.E-01	
		immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence				1.62E-04
Independent Protection Layers (IPL)		Temperature alarm	7.74E-02	
		Pressure alarm	4.22E-02	
		Gas detector	8.88.E-02	
		CO2 system	2.00E-02	
		BOG compressor	5.01E-03	
Total PFD for all IPLs		Fire alarm	3.68.E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			1.07E-10	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install CO2 system and gas detector, temprature alarm, pressure alarm, BPG Compressor as redundat system and fire alarm as IPL to reduce risk		
Notes				
References				

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on LNG storage tank area to engine medium leak (150 mm)		Node Number 7	
	Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description		Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)		Action Required		1.00E-04
		Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)		Gas release from 4 inch pipeline system to engine		4.86E-05
Enabling Event or Condition		N/A		
Conditional Modifiers		Ignition probability	5.04.E-01	
		immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence				2.18E-05
Independent Protection Layers (IPL)		CO2 system	2.00E-02	
		Gas detector	8.88.E-02	
		Temperature alarm	7.74E-02	
		Pressure alarm	4.22E-02	
		Fire alarm	3.68.E-03	
Total PFD for all IPLs			2.13E-08	
Frequency of Mitigated Consequence				4.65E-13
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install CO2 system and gas detector, temprature alarm, fire alarm, pressure alarm as IPL to reduce risk		
Notes				
References				

Scenario Jet fire	Scenario Title: Jet fire on regasification area to engine medium leak (150 mm)	Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.88E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5.04.E-01	
	immediate ignition probability	8.90.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			8.42E-04
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5.52E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
	CO2 system	2.00E-02	
	Fire alarm	3.68.E-03	
	Low pressure detector pump trip	1.09E-01	
Total PFD for all IPLs		1.87E-09	
Frequency of Mitigated Consequence			1.57E-12
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector, temprature alarm, CO2 system, fire alarm and low pressure detector pump trip as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

3. Mitigasi Gas Dispersion (Bore 10 mm)

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on LNG Storage tank area medium leak (10 mm)		Node Number 7
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		4.86E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41 E-03	
	Frequency of Unmitigated Consequence		4.85E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	5.52E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	1.00 E-01	
Total PFD for all IPLs		4.66E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			2.26E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and temprature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (10 mm)		Node Number 3&6
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		1.09E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41 E-03	
Independent Protection Layers (IPL)	Frequency of Unmitigated Consequence		1.09E-03
	CO2 system		2.00E-02
	Temperature alarm		7.74E-02
	Pressure alarm		4.22E-02
	Gas detector		8.88 E-02
Total PFD for all IPLs	fire alarm		3.02 E-02
	Frequency of Mitigated Consequence		1.75E-07
Risk Status	ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, temperature alarm, pressure alarm, gas detector and fire alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on BOG Compressor area to engine medium leak (10 mm)			Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion				
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required			1.00E-04	
	Tolerable			1.00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine			5.50E-04	
Enabling Event or Condition	N/A				
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41E-03			
Frequency of Unmitigated Consequence				5.49E-04	
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02			
	Gas detector	1.00E-01			
	Pressure alarm	4.22E-02			
Total PFD for all IPLs		8.44E-05			
Frequency of Mitigated Consequence				4.63E-08	
Risk Status		ACCEPTABLE			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system and gas detector as IPL to reduce risk				
Notes					
References					

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (10 mm)			Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion				
	Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04	1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine			3.64E-03	
Enabling Event or Condition	N/A				
Conditional Modifiers	No ignition probability	2.41 E-03			
Independent Protection Layers (IPL)	Frequency of Unmitigated Consequence			3.63E-03	
	Temperature alarm	5.52E-02			
	Pressure alarm	4.22E-02			
	Gas detector	1.00 E-01			
Total PPD for all IPLs		2.00E-02			
Frequency of Mitigated Consequence		2.33E-03			8.45E-06
Risk Status		ACCEPTABLE			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk				
Notes					
References					

4. Mitigasi gas dispersion (50 mm)

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on LNG Storage tank area medium leak (50 mm)	Node Number 7	
		Probability	Frequency (Per Year)
Date	Description		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		3.34E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.77 E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence			3.15E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	7.74E-02	
	Pressure alarm	4.22E-02	
	Gas detector	8.88 E-02	
Total PFD for all IPLs		5.80E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			1.83E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install pressure alarm , gas detector, temprature alarm, CO2 system as IPL to reduce risk	
Notes			
References			

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on manifold 2 to engine storage medium leak (50 mm)	Node Number 3&6	
		Probability	Frequency (Per Year)
Date	Description		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipeline system to engine		1.17E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.77 E-02	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.10E-03
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Temperature alarm	7.74E-02	
	Fire Detector & ESD	3.68 E-03	
Total PFD for all IPLs		5.70E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			6.26E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install pressure alarm and gas detector, Fire detector & ESDas IPL to reduce risk	
Notes			
References			

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on BOG Compressor area to engine medium leak (50 mm)		Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04	
	Tolerable		1.00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.04E-03	
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.77E-02		
Frequency of Unmitigated Consequence			1.04E-03	
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02		
	Gas detector	8.88E-02		
	Pressure alarm	4.22E-02		
	fire alarm	3.02E-02		
Total PFD for all IPLs				
Frequency of Mitigated Consequence			2.36E-09	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk		
Notes				
References				

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine medium leak (50 mm)		Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04	
	Tolerable		1.00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		4.25E-03	
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.77E-02		
Frequency of Unmitigated Consequence			4.00E-03	
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02		
	Gas detector	8.88E-02		
	fire alarm	3.02E-02		
Total PFD for all IPLs				
Frequency of Mitigated Consequence			2.15E-07	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria		Install pressure alarm and gas detector as IPL to reduce risk		
Notes				
References				

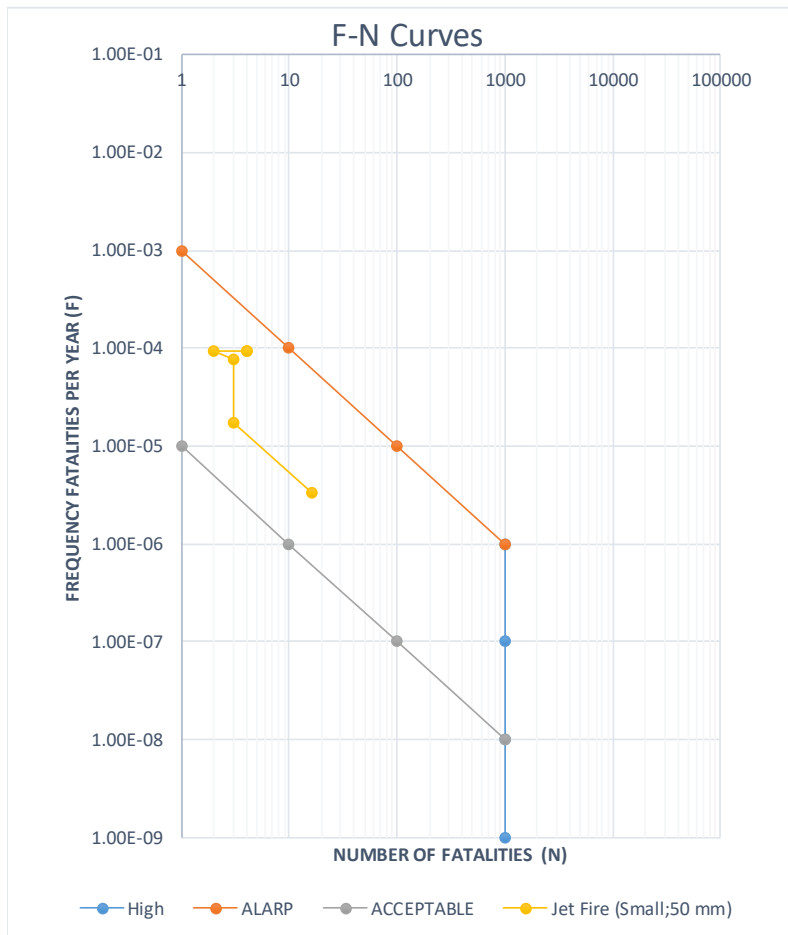
5. Mitigasi Gas dispersion (bore 150 mm)

Scenario Gas dispersion	Scenario Title: Gas Dispersion on regasification area to engine full leak (150 mm)	Node Number 9	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because overpressure and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1.00E-04
	Tolerable		1.00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 4 inch pipeline system to engine		1.88E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	5.04.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			9.31E-04
Independent Protection Layers (IPL)	CO2 system	2.00E-02	
	Gas detector	1.00.E-01	
	Temperature alarm	7.74E-02	
	fire alarm	3.02.E-02	
Total PFD for all IPLs		4.67E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			4.35E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, Gas detector, temprature alarm and fire alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

LAMPIRAN G (F-N Curve Mitigasi)

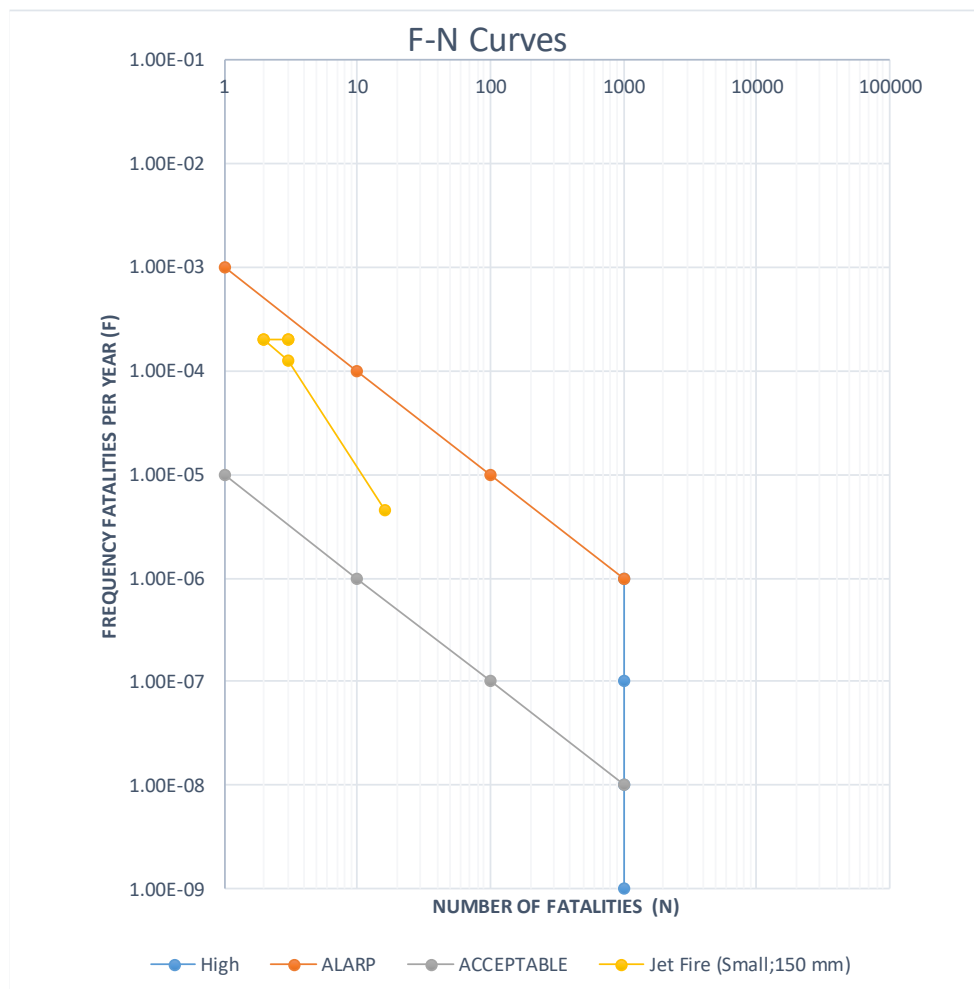
1. Hasil Mitigasi untuk Jet Fire (Bore 50 m)

<i>Jet Fire (Small;50 mm)</i>				
Node	Locations	Fatalities	Frequence	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	3.32E-06	3.32E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.39E-05	1.72E-05
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	3	6.00E-05	7.72E-05
7	Storage Tank Area on FP	2	1.72E-05	9.43E-05
8	BOG Compressor	4	6.07E-11	9.43E-05
9	Regasification	4	3.01E-09	9.43E-05



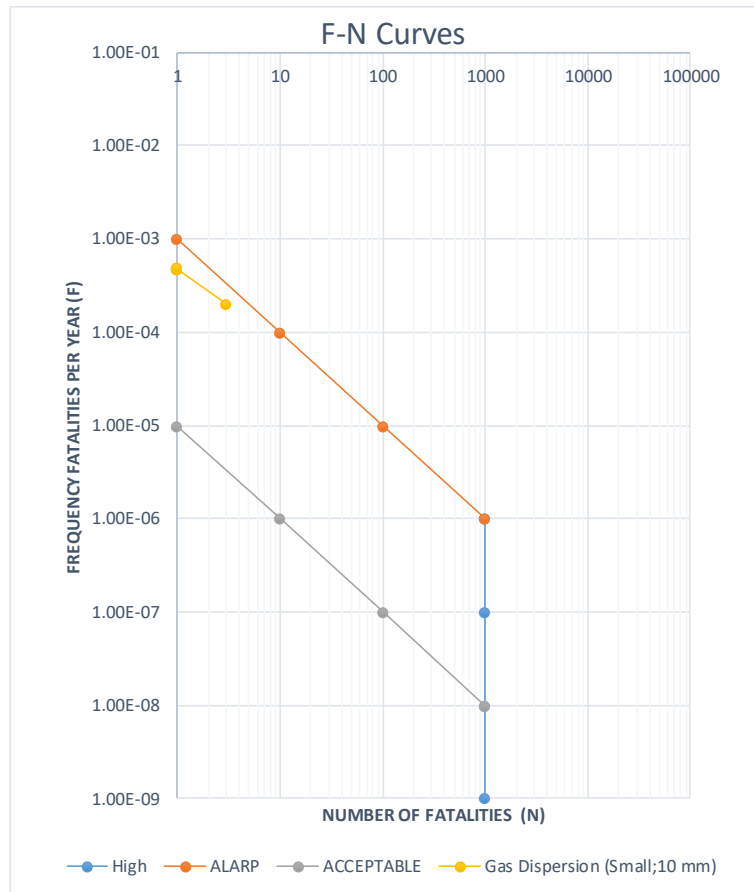
2. Hasil mitigasi Jet fire 150 mm

Jet Fire (Small;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequence	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	16	4.59E-06	4.59E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	3	1.19E-04	1.24E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	2	7.79E-05	2.02E-04
7	Storage Tank Area on FP	2	4.65E-13	2.02E-04
8	BOG Compressor	3	1.73E-14	2.02E-04
9	Regasification	3	1.57E-12	2.02E-04



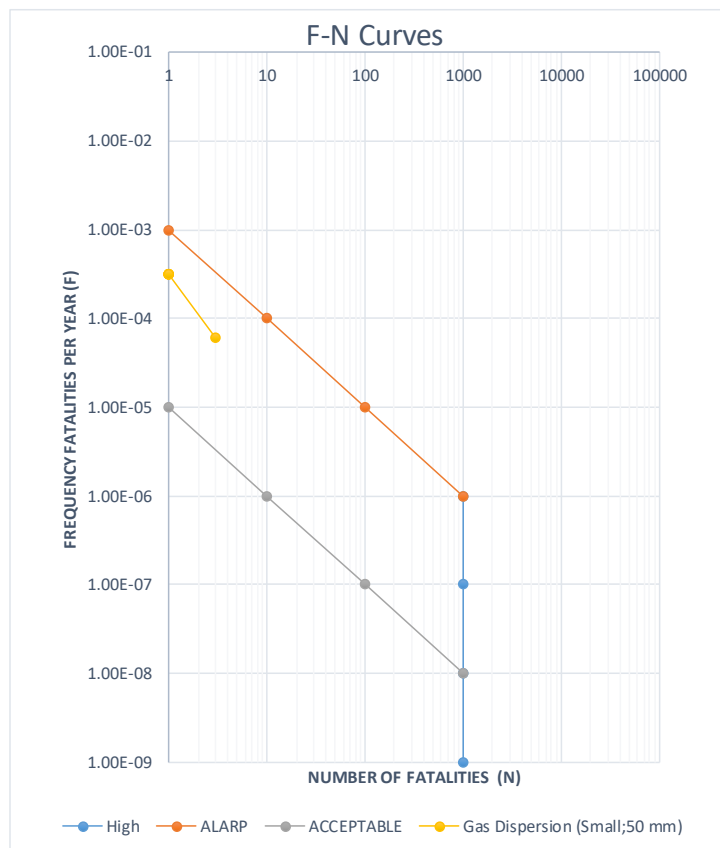
3. Hasil mitigasi Gas dispersion (Bore 10 m)

Gas Dispersion (Small;10 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequence	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	2.02E-04	2.02E-04
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.79E-04	4.81E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	1.91E-10	4.81E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	2.26E-09	4.81E-04
8	BOG Compressor	1	4.63E-08	4.81E-04
9	Regasification	1	8.45E-06	4.89E-04



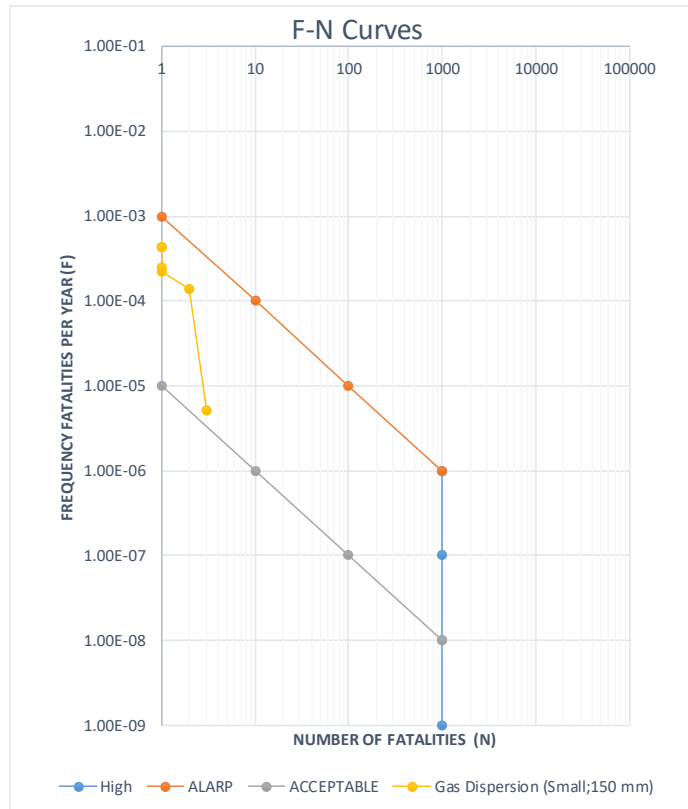
4. Hasil mitigasi Gas dispersion (Bore 50 mm)

Gas Dispersion (Small;50 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequence	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	6.08E-05	6.08E-05
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	1	2.55E-04	3.15E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	6.26E-09	3.15E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	1.83E-09	3.15E-04
8	BOG Compressor	1	2.36E-09	3.15E-04
9	Regasification	1	2.15E-07	3.16E-04



5. Hasil mitigasi Gas dispersion (Bore 150 mm)

Gas Dispersion (Small;150 mm)				
Node	Locations	Fatalities	Frequency	Cummulative Frequency
1, 4	LNG Discharge to Manifold I	3	5.07E-06	5.07E-06
2, 5	Manifold 1 & Flexible Hose	2	1.32E-04	1.37E-04
3, 6	Manifold 2 to LNG storage tank on FP	1	8.62E-05	2.23E-04
7	Storage Tank Area on FP	1	2.41E-05	2.47E-04
8	BOG Compressor	1	1.79E-04	4.26E-04
9	Regasification	1	4.35E-09	4.26E-04



“ Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Batam pada tanggal 20 Januari 1996, dan merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Selama hidupnya penulis telah menempuh pendidikan formal mulai dari TK Negeri Pembina, SDN 006 Sekupang, SMPN 3 Batam, dan SMAN 4 Batam, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya dengan program studi D3 Desain Construction. Pada tahun 2016 penulis diterima sebagai mahasiswa Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS melalui jalur ujian tulis Lintas Jalur. Selama berkuliah, penulis sangat aktif dalam beberapa kegiatan di dalam kampus. Dalam bidang organisasi, penulis berkesempatan menjadi Anggota Departemen Minat dan Bakat HIMADEC pada tahun pertama kuliah di PPNS, dan pada tahun kedua menjadi anggota

Departemen Kominfo HIMADEC. Dalam bidang kepelatihan dan kepeemanduan, penulis sangat aktif sebagai peserta dalam Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa (LKMM). LKMM yang diikuti antara lain, LKMM Pra Tingkat Dasar, Selain itu penulis juga aktif sebagai anggota Laboratorium *Reliability, Availability, Maintainability and Safety* (RAMS) pada tahun kedua kuliah di Teknik Sistem Perkapalan. Pengalaman *On the Job Training* pada saat kuliah di PPNS yang pernah ditempuh penulis antara lain di Biro Klasifikasi Indonesia cabang Batam, Kepulauan Riau.

“Halaman sengaja dikosongkan”